

Пояснювальна записка

до магістерської дисертації

на тему: «Модернізація ферментера для
інтенсифікації теплообмінних процесів»

Київ - 2019 року.

**Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»**

Факультет біотехнології і біотехніки

Кафедра біотехніки та інженерії

Рівень вищої освіти – другий (магістерський) за освітньо-професійною програмою

Спеціальність (спеціалізація) – 133 «Галузеве машинобудування» («Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв»)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри


В.М.Мельник

(підпис) (ініціали,
прізвище)

«23» жовтня 2019
р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

Стародубу Олегу Дмитровичу

1. Тема дисертації: «Модернізація ферментера для інтенсифікації теплообмінних процесів», науковий керівник дисертації Фесенко Сергій Вікторович, затверджені наказом по університету від «01» 11 2019р. № 3858-с

2. Термін подання студентом дисертації:
12.12.19

3. Об'єкт дослідження: ферментер, перемішуючий пристрій.



4. Предмет дослідження: вплив конструкції перемішуючого пристрою на теплообміні процеси в ферментері.

5. Перелік завдань, які потрібно розробити: провести огляд літератури за темою дисертації; теоретичне дослідження; розробка математичної моделі процесу теплообміну; комп'ютерне моделювання конструкції перемішуючого пристрою; практична реалізація розробленої конструкції; дослідження економічної доцільності виробництва і реалізації запропонованої конструкції перемішуючого пристрою.

6. Орієнтовний перелік ілюстративного матеріалу: Апаратурно-технологічна схема (А1); Ферментер. Складальне креслення (А1); 3D-модель ферментера та перемішуючого пристрою – (А1), плакат; Опора (А1); Мішалка (А2); Клапан (А2); Моделювання процесів у ферментері – 6 плакатів (А1).

7. Орієнтовний перелік публікацій: Рухомий перемішуючий пристрій; Устаткування та фізичні процеси, що супроводжують процес стерилізації вентиляційного повітря HEPA фільтрами.

8. Консультанти розділів дисертації

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Біотехнологія	Дзигун Л.П., ст. викл.		


9. Дата видачі завдання 02.09.2019.

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Строк виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
1	Огляд літератури; дослідження стану проблеми	02.09.2019- 05.11.2019	виконано
2	Теоретичні дослідження; розробка математичної моделі	11.10.2019- 19.11.2019	виконано
3	Патентний пошук; розробка конструкції лабораторного фотобіореактора	09.09.2019- 13.10.2019	виконано
4	Проведення комп'ютерного моделювання; оформлення результатів експерименту	11.11.2019- 04.12.2019	виконано
5	Практична реалізація; розроблення технічної документації на лабораторний фотобіореактор	02.11.2019- 28.11.2019	виконано
6	Розроблення стартап-проекту	07.11.2019- 07.12.2019	виконано

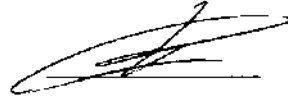
7	Оформлення пояснювальної записки, креслень та документації	09.09.2019- 07.12.2019	виконано
8	Підготовка до захисту	08.12.2019- 17.12.2019	виконано

Студент



Стародуб О.Д.

Науковий керівник дисертації



Фесенко С.В.

РЕФЕРАТ

Атестаційна робота освітньо - кваліфікаційного рівня «магістр», на тему: «Модернізація ферментера для інтенсифікації теплообмінних процесів» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; Керівник асистент Фесенко С. В.; Виконавець Стародуб О. Д., студент групи БІ-81мп.

Об'єм магістерської дисертації складає 4 аркуші креслень у перерахунку на формат А1, 3 плакати та пояснювальна записка. Пояснювальна записка складається з переліку умовних позначень, вступу, восьми розділів, висновків, переліку посилань та додатків. Об'єм роботи становить 110 сторінок, 27 рисунка, 1 ! таблиць і переліку посилань з 34 найменувань.

Метою магістерської дисертації є дослідження впливу механічного перемішування на теплообмінні процеси в ферментері. Проведено літературний огляд за темою дисертації, здійснено комп'ютерне моделювання. Запропонована модернізована конструкція перемішуючого пристрою, на основі якої, проведено моделювання процесу перемішування в ферментері.

Розроблена конструкція ферментеру з запропонованим механічним перемішуючим пристроєм. Надані рекомендації щодо монтажу та експлуатації, визначений рівень стандартизації та уніфікації, проведений патентний пошук та порівняльний аналіз конструкцій з діючими аналогами.

Проведений економічний розрахунок виробництва, який підтверджує конкурентоспроможність продукту, що випускається.

За темою роботи була опубліковані тези для конференції та підготовано до подачі заявка на корисну модель.

Ключові слова: ферментер, турбінна мішалка, глибинне культивування, бензилпеніцилін, теплообмін, барботер, перемішування, аерація.

SUMMARY

Certification work of educational - qualification level "Master", on a theme: " Fermenter modernization for intensification of heat transfer processes " / KPI them. Igor Sikorsky; Head Assistant Fesenko SV; Performer Starodub OD, student of the group BI-81mp.

The volume of the master's thesis is 4 sheets of drawings in terms of A1 format, 3 posters and explanatory note. The volume of work is 105 pages, 27 figures, 11 tables and a list of links of 34 titles.

The purpose of the master's thesis is to study the effect of mechanical mixing on the heat transfer processes in the fermenter. A literary review on the topic of the dissertation was conducted, computer simulation was carried out.

The design of the fermenter with the proposed mechanical mixing device. Recommendations for installation and operation, standardization and unification level, patent search and comparative analysis of structures with existing analogues were given.

The economic calculation of production is carried out, which confirms the competitiveness of the manufactured product.

The conference theme was published on the topic and the utility model application was prepared for submission.

Keywords: fermenter, turbine stirrer, deep cultivation, benzympenicillin, heat exchange, bubbler, stirring, aeration.

ЗМІСТ

Перелік умовних позначень, скорочень і термінів.....	10
ВСТУП.....	12
1. ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ.....	14
1.1 Регулювання параметрів процесу біосинтезу.....	15
1.2 Регулювання температури суспензії в ферментері.....	15
Висновки.....	26
2.1 Дослідження системи перемішування.....	27
Висновки.....	32
3. МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ.....	33
Висновки.....	35
4. КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ПЕРЕМІШУВАННЯ ТА ТЕПЛООБМІНУ.....	36
4.1 Побудова моделі перемішування рідини з барботацією та модернізованим перемішуючим пристроєм.....	37
4.2 Побудова моделі з аналоговим перемішуючим пристроєм.....	40
4.3 Складання графіків тиску для каналів модернізованої мішалки, та порівняння результатів з математичним розрахунками.....	42
4.4 Побудова теплової моделі з використання модернізованого пристрою.....	46
Висновки.....	53
5 ОПИС АПАРАТУРНОЇ СХЕМИ.....	54
6 ОБҐРУНТУВАННЯ ВИБРАНОЇ КОНСТРУКЦІЇ.....	57
Порядок розрахунку апарата з перемішуючим пристроєм.....	59
6.1 Вибір додаткових вихідних даних.....	61
6.2 Вибір типу мішалки та конструкції апарата з перемішуючим пристроєм	61
6.3 Розрахунок потужності перемішування.....	62
6.4 Розрахунок перемішуючого пристрою.....	65
6.5 Статичний розрахунок елементів ферментеру.....	67
6.5.1 Розрахунок обичайки.....	67
6.5.2 Розрахунок днища.....	69
6.5.3 Моделювання процесу в Ansys.....	69
6.5.4 Розрахунок кришки.....	70

6.5.5 Розрхунок опори.....	71
6.6 Тепловий розрахунок.....	72
Висновки.....	76
7 РЕКОМЕНДАЦІЇ ЩО ДО МОНТАЖУ ТА ЕКСПЛУАТАЦІЇ ФЕРМЕНТЕРУ	
.....	77
7.1 Підготовка до роботи, технічне обслуговування.....	77
7.2 Монтаж ферментеру.....	80
7.3 Ремонт ферментеру.....	82
Висновки.....	85
8 РОЗРОБКА СТАРТ-АП ПРОЕКТУ.....	86
8.1 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства.....	88
8.2 Анкета для споживачів.....	93
8.3 Оцінка ризиків та страхування розробки.....	94
8.4 Методи страхування.....	96
8.5 Калькуляція собівартості.....	99
8.6 Методи ціноутворення.....	102
8.6.1 Витратний метод.....	102
8.6.3 Конкурентний метод.....	104
ВИСНОВКИ.....	107
Додаток А.....	111
Додаток Б.....	112
Додаток В.....	113
Додаток Г.....	114

Перелік умовних позначень, скорочень і термінів

G – масова витрата, $\text{кг}/\text{с}$;

t – температура, $^{\circ}\text{C}$;

C – теплоємність, $\text{Дж}/\text{кг}^{\circ}\text{C}$;

ρ – густина, $\text{кг}/\text{м}^3$;

λ – коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/\text{м}^{\circ}\text{C}$;

η – коефіцієнт динамічної в'язкості, $\text{Па}\cdot\text{с}$; –

коефіцієнт кінетичної в'язкості, $\text{м}^2/\text{с}$;

V – об'ємна витрата, $\text{м}^3/\text{с}$;

W – швидкість руху рідини, $\text{м}/\text{с}$;

F – площа поверхні теплообміну ;

f – площа поперечного перерізу каналу, м^2 ;

Q – кількість теплоти, Вт ;

Δt – різниці температур між найменшими і найбільшими значеннями, $^{\circ}\text{C}$; ;

K – коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/\text{м}^2\text{K}$; –

коефіцієнт тепловіддачі, $\text{Вт}/\text{м}^2\text{K}$;

$d_{\text{екв}}$ – еквівалентний діаметр каналу, м ;

D – умовний діаметр штуцера;

$D_{\text{н}}$ – зовнішній діаметр фланця, м ;

$D_{\text{б}}$ – діаметр болтової окружності, м ;

$d_{\text{б}}$ – діаметр болта, м ;

$l_{\text{б}}$ – довжина болта, м ;

$k_{\text{пр}}$ – прокладочний коефіцієнт;

a – конструктивний додаток до розміру болтів, м ;

$h_{\text{п}}$ – товщина прокладки, м ;

b – ширина прокладки, m ;

E – модуль пружності, MPa ;

f_b – площа поперечного перерізу болта, m^2 ;

λ_1, λ_2 – конструктивні коефіцієнти;

ϕ – коефіцієнт об'ємного розширення фланця, $^{\circ}C^{-1}$;

δ – коефіцієнт об'ємного розширення болтів, $^{\circ}C^{-1}$;

ϵ – коефіцієнт об'ємного розширення вільного кільця, $^{\circ}C^{-1}$;

q – зусилля герметизації, MPa ;

P – допустимий тиск, MPa ;

y_{ϕ} – піддатливість фланця, $1/(m MPa)$;

y_b – піддатливість болтів, m/MN ;

y_{ϵ} – піддатливість вільного кільця, $1/(m MN)$; –

α – граничний кут повороту, rad ;

ВСТУП

Актуальність роботи. Розвиток біотехнології, зумовив розвиток методів культивування мікроорганізмів і поставив ряд нових питань в технологічному та апаратурному оформленні процесів вирощування мікроорганізмів. Використання методів глибинного культивування дозволяє вирішити задачу прискорення росту мікроорганізмів, підвищення продуктивності процесу, збільшення виходу цільового продукту та збільшення ефективності проведення процесу. Проте має ряд недоліків, вплив яких необхідно звести до мінімуму. Одним з таких параметрів є механічне перемішування, яке призводить до пошкодження біологічних агентів. Актуальною проблемою, в апаратах з механічним перемішуванням, є вплив напружень зсуву, викликаний дією механічних перемішуючих пристроїв, що призводить до їх лізису, зміни метаболізму та морфології. Особливо чутливими до них, серед мікроорганізмів є клітини мікрومیцетів, завдяки своїй морфологічній будові. Існує необхідність вивчення механічних впливів на клітини для розшифровки механізму адаптації мікроорганізмів до стресових впливів, що на практиці може сприяти оптимізації процесів біосинтезу.

Мета роботи. Удосконалення процесів теплопередачі в ферментері за рахунок оптимізації процесу перемішування та гомогенізації рідини.

Предмет дослідження. Теплові та гідродинамічні процеси в ферментері. Ферментер з механічним перемішуючим пристроєм.

1. Проаналізувати сучасний стан проблеми оптимізації теплових процесів та гомогенізації середовища в ферментері з використання механічного перемішуючого пристрою на основі робіт вчених України та світу.

2. Дослідити динаміку процесу перемішвання в лабораторних умовах та на основі отриманих експериментальних даних виявити закономірності між різними режимами перемішування і типами мішалок. Дослідити динаміку процесу перемішування за допомогою комп'ютерного моделювання, та на основі отриманих експериментальних даних оптимізувати процес.

3. Визначити принципи роботи та організації модернізованої системи перемішування та нового типу турбінної мішалки для забезпечення оптимальної гомогенізації культуральної рідини.

4. За допомогою комп'ютерного моделювання підтвердити ефективність запропонованої системи перемішування.

5. Розробити стартап-проект для впровадження запропонованої конструкції у виробництво.

1. ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ

Необхідність і доцільність вдосконалення конструкцій обладнання та оптимізації процесів у ньому обумовлено багатьма причинами. Механізм повинен буди ефективним, економічним, надійним а також мати змогу буди вдосконаленим. Такі потреби можливо реалізувати з використанням нових матеріалів, технологій та методів розрахунку. Оптимізація теплового процесу в ферментері необхідна для збільшення продуктивності, а також економічності процесу ферментації. Основними напрямками оптимізації можуть біти вдосконалення конструкції за допомогою використання новітніх матеріалів, які мають кращі теплофізичні якості, ніж неіржавіюча сталь. Оптимізація теплових прат та підвищення ККД процесу є кроком в правильному напрямку. Одним із методів може бути оптимізація перемішування субстанції в ферментері. Забезпечивши якісне та ефективне перемішування та гомогенізацію, можливо посягти більшої теплопередачі в процесі біосинтезу антибіотика.

Синтез антибіотиків визначається умовами культивування мікроорганізмів, а також конструкцією ферментеру, його автоматизацією, тепловою та перемішуючою ефективністю. Ферментери повинні буди оснащені електронними стійками автоматичного керування процесом ферментації в автоматичному режимі та контролювати такі технологічні параметри, як значення рН, рівень розчиненого кисню, температуру, тиск, число обертів мішалки, рівень піни в апараті, витрату повітря для аерації. Також необхідно враховувати можливість послідовної передачі біологічного матеріалу з апаратів меншого об'єму в апарати більшого об'єму. Для забезпечення стерильних умов ферментації та захисту навколишнього середовища в складі обв'язки ферментера повинні бути присутніми стерилізуючі фільтри тонкої очистки, наприклад фірми PALL, MILLIPORE (DURAPORE, MILIDISK), що забезпечують подачу в ферментер стерильного повітря та очищення відпрацьованого повітря, що викидається в атмосферу. [1]

1.1 Регулювання параметрів процесу біосинтезу.

Керування технологічним процесом мікробіологічного синтезу полягає в підтримці за заданих рівнях значень основних технологічних параметрів.

Найбільш широко використовують наступні *конттури керування*:

- 1) регулювання температури культуральної рідини шляхом зміни параметрів теплоносія;
- 2) контроль та регулювання концентрації розчиненого кисню, шляхом зміни витрати повітря, що подається для аерації;
- 3) Підтримка тиску в ферментері шляхом відкриття або закриття клапану на лінії виходу повітря;
- 4) Стабілізація рН шляхом додавання кислоти або лугів;
- 5) Підтримка рівня піни в заданих межах шляхом внесення піногасника, зниження числа обертів мішалки або витрати повітря;
- 6) Підтримка на заданому рівні інгредієнтів субстрата.

1.2 Регулювання температури суспензії в ферментері.

Процес забезпечується за рахунок подачі в «рубашку» апарату теплоносія — води або пару, що транспортується циркуляційним насосом. Регулювання температури теплоносія в діапазоні від 0 до 150 °C з точністю $\pm 0,5$ °C. Забезпечується за рахунок встановлення необхідної температура на стійці керування. Пароповітряна суміш, пройшовши через зворотний клапан та інжектор, в котрому відбувається змішування води та пару, поступає на вхід циркуляційного насосу. Надлишок теплоносія, що утворюється за рахунок конденсації пару, відводиться через налаштований на певний тиск клапан. [2]

1.3 Контроль рівня розчиненого кисню.

Розчинений кисень має виключно велике значення в процесах біосинтезу, що характеризується інтенсивними швидкостями росту біомаси та підвищеною

в'язкістю культуральної рідини, що характерно для процесів отримання антибіотиків.

Інтенсивне ціноутворення ускладнює максимальне використання ємності ферментера, так як провокує викид піни і втрату цільового продукту. Окрім того викид піни призводить до не стерильності продукту. Для піногасіння використовують різноманітні методи: механічні (руйнування піни за рахунок ударної дії твердих поверхонь, вплив потоками рідини або газу, різке зменшення тиску та ін.); хімічні (додавання поверхнеактивних речовин, що зменшують міцність плівок, додавання речовин, пов'язуючих піноутворювачі в поверхнево — неактивні комплекси); фізичні методи (електричне піногасіння, вплив коливань звукової або ультразвукової частоти та ін.); стабілізація рівня піни шляхом тимчасового зменшення подачі повітря або тимчасового припинення механічного перемішування, виводу надлишкової піни з біореактора.

1.4 Стерилізація живильного середовища та апаратури.

В біотехнології найбільше розповсюдження отримала термічна стерилізація. В технічних системах, що працюють в асептичних умовах, повинна забезпечуватися стерильність всіх точок внутрішніх об'ємів апаратів, комунікацій, арматури, контрольно - вимірюючих приладів, що безпосередньо торкаються з чистими культурами цільових мікроорганізмів або зі стерильними матеріальними потоками. Для цього в кожній точці необхідно створити необхідну температуру та підтримувати її протягом заданого проміжку часу. Найбільшим бактерицидним ефектом володіє насичений водяний пар під тиском. При стерилізації насиченим водяним паром спори найбільш стійких термофілів гинуть при температурі 121 °C та часу експозиції 25 хвилин, при 132 °C - за 4 хвилини. При використанні сухого пару час гибелі спор складає при 160 °C-60 хвилин, а при 180 °C - 10 хвилин. Інактивація спор в киплячій воді при 100 °C проходить повільно, вони гинуть через 8 - 9 . Більше значення має вміст води в клітині мікроорганізму - чим більше води, тим нижче температура коагуляції білків, саме цим пояснюється високий стерилізуючий ефект

насиченого водяного пару - він не тільки нагріває, але і зволожує клітини, що підвищує термочутливість.

1.5 Процес виготовлення антибіотиків

Промисловий процес виготовлення антибіотиків проходить за наступними етапами:

1. Стадії біосинтезу (утворення) антибіотика. Це основна біологічна стадія складного процесу одержання антибіотичної речовини. Головне завдання на цій стадії - створення оптимальних умов для розвитку продуцента й максимально можливого біосинтезу антибіотика. Висока результативність стадії залежить від рівня біосинтетичної активності продуцента антибіотика, часу його максимального накопичення, складу поживних середовищ для культивування організму, у тому числі вмісту застосовуваних попередників, а також загальних енергетичних витрат на процеси, пов'язані з розвитком продуцента антибіотичної речовини.

2. Стадії попередньої обробки культуральної рідини, клітин (міцелію) мікроорганізму й фільтрації (відділення культуральної рідини від біомаси продуцента). Ефективність стадії багато в чому визначається складом середовища для вирощування продуцента антибіотика, характером його росту, місцем основного нагромадження біологічно активної речовини (у культуральній рідині або всередині клітини).

3. Стадія виділення й очищення антибіотика. На цій стадії, залежно від властивостей антибіотика, його хімічної будови й основного місця нагромадження антибіотичної речовини, застосовують різні методи виділення й очищення. У якості основних методів використовуються екстракція, осадження, сорбція на іонообмінних матеріалах, розпарювання, сушіння.

Особливість цієї технологічної стадії визначається тим, що на першій стадії мають справу з невеликою концентрацією (~1 %) антибіотика в оброблюваному розчині, тоді як на наступних етапах його концентрація

збільшується до 20-30 %. Усе це вимагає застосування різних місткостей і об'ємів використовуваних реагентів.[3]

4. Стадії одержання готової продукції, виготовлення лікарських форм, розфасовки. Особливість стадії обумовлюється дуже високим вимогам до якості кінцевого продукту. У випадку випуску антибіотиків, призначених для ін'єкцій, препарати повинні бути стерильними; одержання таких антибіотичних препаратів, готування різних лікарських форм, дозування (розфасовка) і пакування повинні здійснюватися в асептичних умовах. Для максимального соду антибіотика при культивуванні продуцента використовують комплекс жсодів, що включають підбір найбільш сприятливих для цих цілей поживних середовищ, режимів культивування організму. Весь цей комплекс заходів включається в поняття «керований біосинтез».

У промислових умовах керований біосинтез вимагає суворого імання технологічного процесу як на стадії підготовки інокуляту, так і на її біосинтезу. На стадії підготовки інокуляту особливу увагу звертають на Жпад середовища, на якому вирощується організм, на вік клітин або міцелію. На стадії біосинтезу, крім складу середовища, велику роль відіграють швидкість споживання тих або інших компонентів, вміст попередників, регуляція процесу аерації культури, підтримка відповідних температури й рН середовища й інших показників режиму культивування.

У сучасних умовах виробництва вживають заходів для максимального зниження собівартості препаратів шляхом інтенсифікації всіх стадій технологічного процесу й, насамперед, підвищенням ефективності першої стадії — біосинтезу антибіотичної речовини.

Для цього необхідно:

а) впровадження у виробництво найбільш високопродуктивних штамів мікроорганізмів-продуцентів антибіотиків;

б) створення й забезпечення найсприятливіших умов розвитку продуцента антибіотика на відносно дешевих середовищах;

в) широке використання математичних методів планування процесу розвитку організму й електронно-обчислювальної техніки з метою оптимізації й моделювання умов його культивування, що забезпечують максимальний вихід антибіотика;

г) застосування сучасного обладнання на всіх стадіях технологічного процесу з автоматизованими системами, що контролюють основні параметри розвитку організму і стадій біосинтезу антибіотика.

Біотехнологічний процес одержання антибіотиків можна зобразити у вигляді наступної схеми (рис. 1) [4].

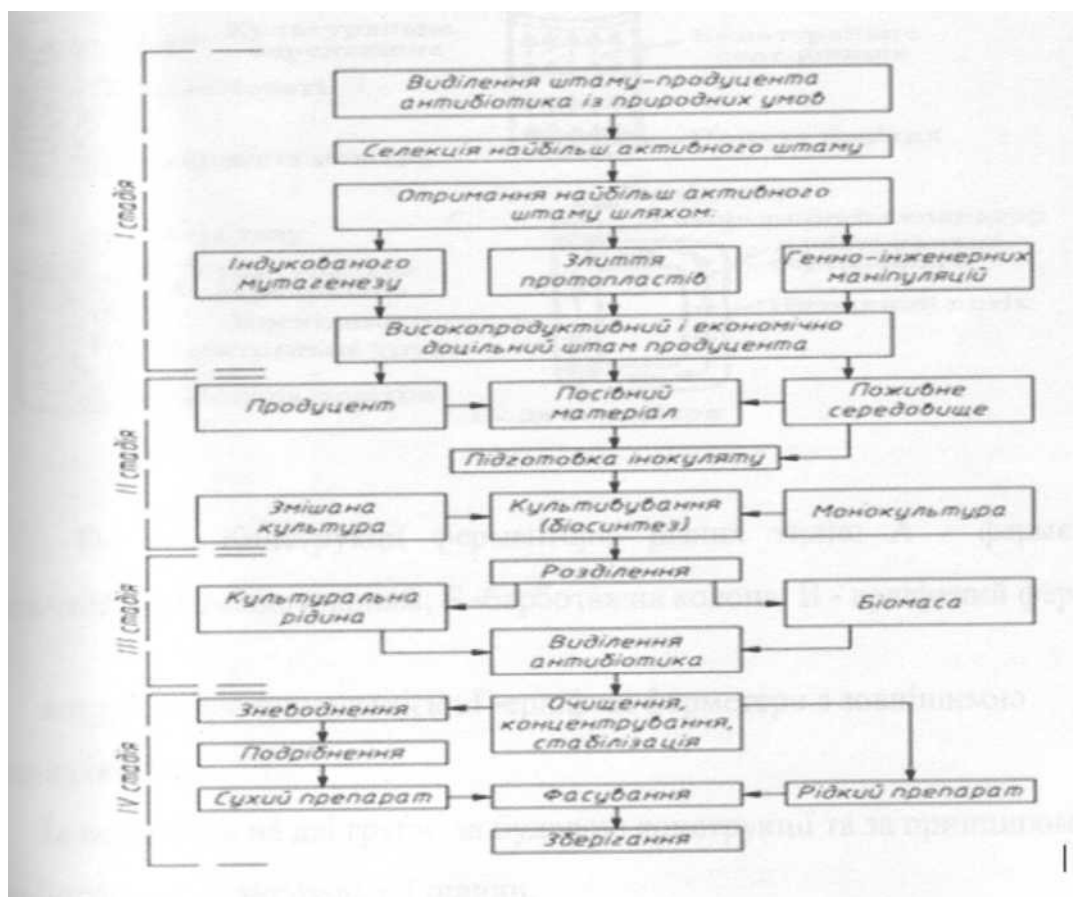


Рис. 1. Схема виробництва антибіотиків в процесі мікробіологічного синтезу.

1.6 Конструкції ферментерів для глибинного культивування

Глибинний спосіб культивування в біотехнологічній промисловості є основним при виробництві більшості біопрепаратів, вагома частини з яких, продукується мікроміцетами. Він здійснюється, як правило, в реакторах (ферментерах) різноманітних конструкцій, а морфологічна будова мікроміцетів накладає на їх вибір ряд особливостей. Розглянемо основні конструкції ферментерів.(рис.2) [4]

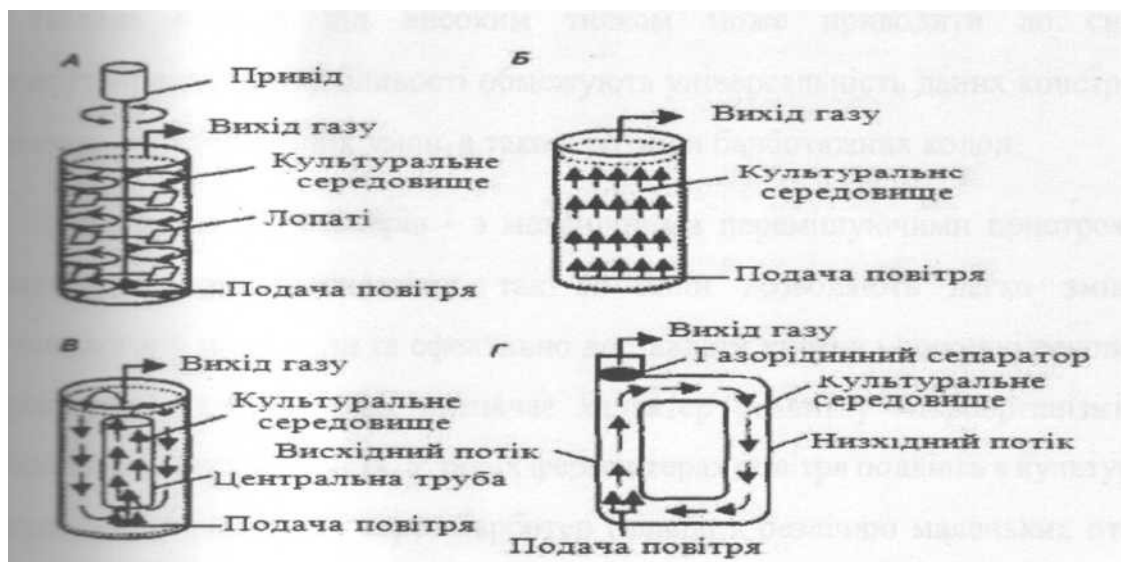


Рис.2 - Конструкції ферментерів різних типів: А - ферментер з механічним перемішуванням; Б - барботажна колона; В - ерліфтний ферментер

з внутрішньою циркуляцією; Г - ерліфтні ферментери з зовнішньою циркуляцією.

їх поділяють на дві групи: за будовою конструкції та за принципом перемішування культуральної рідини.

У ферментерах, що відносяться до першої групи, перемішування відбувається шляхом аерації потоком стисненого повітря (перемішування відбувається бульбашками повітря, що підіймаються). У пневматичних

ферментерах, зазвичай, отримують хороші ростові характеристики для великого мела клітинних культур. Однак складність підтримки суспензії в гомогенному стані при високих концентраціях біомаси клітин звужує сферу їх застосування. Великі показники максимальної концентрації клітинної біомаси можна досягти при застосуванні ерліфтних ферментерів, в яких створюються спрямовані циркуляційні потоки (перемішування здійснюється за рахунок застосування спеціальної конструкції, що створює градієнт густин).

У барботажних колонах повітря подається під значним тиском у нижню частину біореактору, і це викликає його нерівномірний розподіл.

Подача повітря під високим тиском може приводити до сильного піноутворення. Ці особливості обмежують універсальність даних конструкцій і діапазон технологічних умов, а також розміри барботажних колон.

Друга група ферментерів - з механічними перемішувачами. Їх використовують, найчастіше, так як вони дозволяють легко змінювати технологічні параметри та ефективно доставляти кисень і поживні речовини до достаючих клітин, який визначає характер розвитку мікроорганізмів і їхню синтезуючу активність. У таких ферментерах повітря подають в культуральне [середовище під тиском через барботер (кільце з безліччю маленьких отворів)]. При цьому утворюються дрібні бульбашки повітря і за рахунок механічного перемішування забезпечується їх рівномірний розподіл. Для цієї ж мети використовують мішалки - одну або декілька [5].

Ефективність розподілу кисню залежить від типу мішалки, числа обертів, фізико-хімічних властивостей середовища

При інтенсивному перемішуванні культурального середовища відбувається його спінення, тому робочий об'єм ферментеру не перевищує 70% Мильного обсягу. Вільний простір над поверхнею розчину використовується як ємність, де накопичується піна, і таким чином запобігається втрата культуральної рідини. У спіненій рідині умови аерації краще, ніж в щільних розчинах (за

уиози безперервного перемішування і циркуляції шару піни, тобто при включенні знаходження мікроорганізмів поза культуральною рідиною). Разом з тим спінування може привести до перезволоження фільтрів в отворах, через повітря виходить з біореактора, зменшення потоку повітря і до потрапляння в ферментер сторонніх мікроорганізмів [6].

Ферментери цього типу дозволяють вивчати клітинні популяції в дуже іврокому діапазоні концентрацій біомаси клітин [7]. Разом з тим стресовий вплив пристроями, на клітинну популяцію часто обмежує їх застосування, проте цього можна уникнути підібравши потрібний режим перемішування і (розробивши конструкцію перемішуючого пристрою. Забезпечивши ці умови ці ферментери стануть найоптимальнішими для культивування мікроміцетів.

Різновиди конструкційного оформлення ферментерів з механічним перемішуючим пристроєм.

Ферментаційні середовища міцеліальних культур, являють собою трифазні системи (рідина - газ - тверде тіло) з безперервно мінливими по ходу процесу біосинтезу реологічними властивостями. Структурна в'язкість цих систем досягає в ряді випадків досить високих значень (200-800 сП) [3].

Відповідно до таких систем в світовій практиці використовують в Ирвному мішалки відкритого турбінного типу з прямими або вигнутими лопатями, що забезпечують радіальний потік рідини. Мішалки закритого турбінного типу непридатні для перемішування культуральних рідин, що володіють підвищеною структурної в'язкістю [8]. Останнім часом у випадку з багатоярусним перемішуванням зріс інтерес до мішалок, що створюють осьовий потік рідини і володіють більшим насосним ефектом і низьким коефіцієнтом

потужності. Великі осьові мішалки з $d_m/D = 0.4 - 0.5$ в порівнянні з турбінними мішалками $d_m/D = 0.3 - 0.4$ при однаковому значенні споживаної потужності володіють наступними перевагами:

- займають більший простір в поперечному перерізі апарату і, отже, більша частина висхідного від нижньої мішалки потоку з диспергованим повітрям захоплюється в зону інтенсивного перемішування.

- мають велику перекачувальну здатність, що забезпечує більш сильну циркуляцію.

Мішалки радіального типу забезпечують добре диспергування повітря (подрібнення бульбашок) і добре перемішування безпосередньо в зоні мішалки. Осьові мішалки мають більш низьке значення локальної дисипації енергії і забезпечують більш рівномірне вкладення енергії за обсягом апарату.

Використання тільки радіального потоку мішалок в багатоярусній конструкції перемішуючого пристрою призводить розмикання загального контуру циркуляції рідини на окремі зони з різною інтенсивністю перемішування і слабого перемішування на периферії. Як правило, кількість лопатей застосовуваних турбінних мішалок становить 6. Збільшення кількості лопатей до 8 дає ефект для нижнього ярусу, але помітно збільшує витрату потужності на перемішування. Збільшення кількості лопатей на диску турбінної мішалки знижує значення швидкості аерації, при якій відбувається зниження споживаної потужності, і відсуває межу нормальної роботи мішалки, після якого відбувається захливання [6].

Важливим моментом для турбінних мішалок є відношення висоти лопаті і її довжини до діаметру мішалки. Практика вітчизняних і зарубіжних досліджень показала, що відношення b/d_m та l/d_m повинні бути відповідно 1/5 і 1/4 [10].

Особливо велике значення має відношення діаметра мішалки до діаметру апарату d_m/D . Загальноприйнятим є застосування турбінних мішалок з

$d_m/D = 1/3$. Загальний діапазон зміни цього відношення знаходиться в межах 0.3-0.4.

В даний час в ферментерах, особливо великомасштабних, як правило встановлюються мішалки з відношенням $d_m/D = 1/3$ і числом лопатей $z_l = 6$ з можливістю збільшення і того і іншого до величин: $d_m/D = 0,4$; $z_l = \{$

Зі збільшенням ємності ферментера і, отже, висоти стовпа рідини, збільшується число ярусів мішалки. Однак одним з недоліків ферментерів з багатоярусними пристроями є нерівномірний розподіл біомаси та інших інгредієнтів по висоті апарату. В апаратах з відношенням $H:D=3:1$ при використанні на всіх ярусах турбінних мішалок час перемішування набагато більше, ніж для апаратів з відношенням висоти до діаметру 1:1. Це можна пояснити поганим перемішуванням між окремими зонами мішалок.

Суттєве значення в цьому випадку набуває відстань між ними. При відстані до одного діаметра мішалки має місце накладання друг на друга циркуляційних контурів, що створюються мішалками, що робить не ефективною роботу всієї системи перемішування, а при відстані більше $2 \cdot d_m$ між ярусами з'являються слабо перемішувані зони. Відстань має бути $(1,0 - 1,8) \cdot d_m$. При роботі з нев'язкими культуральними рідинами можливе збільшення цієї відстані до $2 \cdot d_m$.

Відстань від нижньої мішалки до дна апарату рекомендується приймати рівним $1/4$ від діаметра апарату. Більша відстань ускладнює диспергування повітря в нижній частині апарату, а менша відстань залишає занадто великий простір у верхній частині апарату, який починає працювати в цьому випадку як барботажна колона.

Повітря надходить в ферментер зазвичай через барботер, що встановлюється під нижнім ярусом мішалки. За своїми розмірами барботер повинен бути трохи менше діаметру мішалки, щоб повітря, яке виходить з нього потрапляло під диск мішалки і дробилося лопатками нижньої мішалки.

Отвори в барботері для повітря робляться з умовою того, щоб загальна площа отворів була не менше, ніж площа поперечного перерізу трубопроводу, що підводить повітря. Зазвичай діаметр отворів $d_0 = 2 \div 5$ мм при кроці $t = 2 \cdot d_0$. Швидкість газу в отворах $20 \div 25$ М/с. Барботер зазвичай розташовують в нижній частині апарату, на невеликій відстані від дна. У роботі використовували барботер з діаметром $d_6 = 1.2 \cdot d_m$ і розташували його близько до нижньої мішалки (на відстані $D/25$ під лопатями мішалки). В результаті дослідження [11] були досягнуті наступні результати:

- можливість збільшити на 50% витрати повітря до настання захлинання мішалки, тобто коли утворені вертикальні стовпи легкої газорідинної дисперсії піднімаються вгору, найчастіше уздовж вала мішалки, і обмежують циркуляцію рідини по висоті апарата.

- більше значення відносної споживаної енергії (75% від значення потужності споживаної на перемішування "монолітної" рідини), щодозволило досягти більш високого значення $K_L a$ при тій же швидкості обертання і витраті повітря за рахунок більшого вкладення енергії або за рахунок більш високої витрати повітря (досягається без захлинання).

Висновки

За результатами аналізу літературних джерел видно, що конструкції ферментерів та мішалок відомі, і що є доцільним вдосконалення існуючих конструкцій. Використання нових матеріалів та методів розрахунку оптимізують та покращають показники економічності, ефективності та якості виробництва антибіотиків. Для підвищення теплового ККД потрібно вдосконалювати не лише конструкцію ферментера, а й оптимізувати потоки рідини, для покращення теплопередачі між холодним та гарячим носієм.

2. ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ І МЕТОДИ ВИРІШЕННЯ ПОСТАВЛЕНИХ ЗАДАЧ

2.1 Дослідження системи перемішування При розробці промислового ферментаційного обладнання довгий час домінувала концепція про необхідність створення в робочому обсязі апарату рівномірної ізотропної турбулентності забезпечує близькі значення гідродинаміки і масообміну в будь-якій точці апарату.

Для реалізації цієї концепції конструкція апарату зазвичай представляє собою циліндричну посудину з довгим валом по осі апарату, на якому закріплений перемішуючий пристрій (рис.3). Турбінна мішалка забезпечує високе локальне вкладення енергії в зоні, безпосередньо біля лопатей, що забезпечує хороше: диспергування бульбашок і глибокий ступінь перемішування. Але турбінна мішалка не позбавлена і недоліків, до яких можна віднести короткі циркуляційні петлі, невелике охоплення перемішуванням внутрішнього об'єму у апарату і, отже, слабе залучення рідини периферійних зон в загальний контур циркуляції, що особливо помітно в процесах перемішування високов'язких середовищ [6].

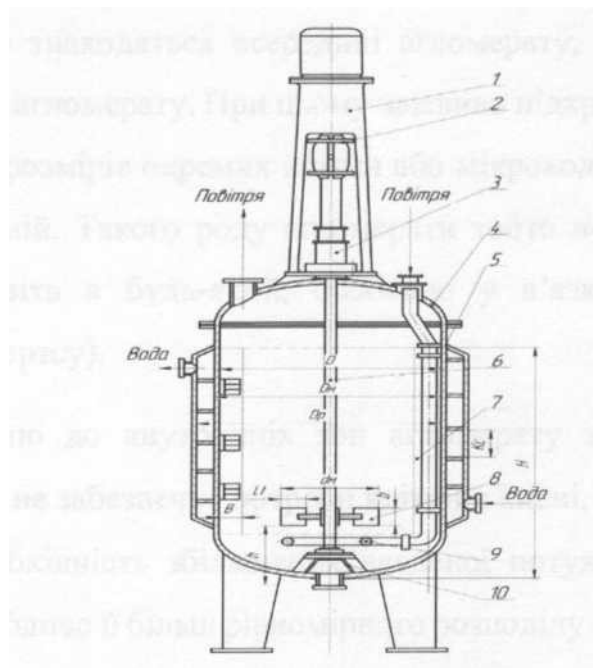


Рисунок 3 - Загальний вигляд апарату з перемішуючим пристроєм.

Стосовно, в'язких культуральних рідин необхідність однорідної турбулентності середовища по робочому об'єму апарату обґрунтовувалася існуванням напівтвердих агломератів мікроорганізмів: («рідких частинок» по Данквертсу), об'єм яких пов'язаний з локальним масштабом турбулентних пульсацій. Усередині цих агломератів постачання клітин мікроорганізмів киснем і поживними речовинами здійснюється за рахунок дифузії. У рідинах, що володіють високою в'язкістю, розмір агломерату швидко збільшується після виходу із зони інтенсивного перемішування через швидке зниження турбулентності [5].

Рідина, яка містить розчинені компоненти живильного середовища, нерозчинені частки, мікроорганізми і їх мікроколоній не переміщується до молекулярного рівня або навіть до рівня окремих клітин або їх мікроколоній. Так як, відповідно до теорії Данквертса [6], перемішування відбувається до розмірів, порівнянних з найменшим масштабом турбулентних пульсацій, що визначаються за співвідношенням Колмогорова. В результаті робочий об'єм апарату розпадається на безліч сегрегованих незмішуваних обсягів рідини, що функціонують як окремі біореактори агломерати. Постачання киснем клітин мікроорганізмів, що знаходяться всередині агломерату, відбувається через зовнішню поверхню агломерату. При цьому важливо підкреслити, що розміри агломератів більше розмірів окремих клітин або мікроколоній, або жорстких зчеплень мікроколоній. Такого роду агломерати тобто незмішувані об'єми: рідини існують навіть в будь-якій, особливо у в'язкій, рідині («рідкі частинки» по Данквертсу).

Доставка кисню до внутрішніх зон агломерату забезпечується вже шляхом дифузії, яка не забезпечує потреби клітин в кисні. На перший погляд, це підтверджує необхідність збільшення введеної потужності механічного перемішування і особливо її більш рівномірного розподілу за об'ємом так, щоб

розміри мікробних агломератів були відносно невеликі і масопередача кисню з повітря в рідину могла забезпечити високу концентрацію кисню в рідині.

Рухома турбінна мішалка належить до машинобудування, а саме до обладнання біотехнологічних та фармацевтичних виробництв, зокрема, до механічних перемішуючих пристроїв, а саме турбінних мішалок.

Одним з найбільш простих та ефективних перемішуючих пристроїв є турбінні мішалки, основним елементом яких є вал із закріпленими на ньому одним або декількома перемішуючими елементами різної форми і розмірів.

Відома турбінна мішалка, що складається з диска певного діаметру з чотирма або більше прямокутними пластинками, диск слугує основою для кріплення пластинок. Однак така конструкція не забезпечує інтенсивного перемішування по всьому об'єму.

Найбільш близькою за сукупністю ознак і технічним результатом до корисної моделі, що заявляється, є турбінна мішалка закритого типу. Мішалка містить вертикальний вал із закріпленими на ньому за допомогою стрижнів лопатями, розміщеними між двома співвісними з вертикальним валом кільцевими дисками, зовнішня кромка одного з яких наприклад верхнього кільцевого диска оснащена відбортковою, спрямованою в бік кільцевого диска.

Основна задача яку вирішує корисна модель є запобігання утворення воронки в апараті, а також рівномірне перемішування рідини по всьому об'єму.

Поставлена задача вирішується тим, що заявлена корисна модель усуває недоліки відомого рішення, взятого за найближчий аналог, і пропонує нове ефективне технічне рішення з новим технічним результатом.

Заявлена турбінна мішалка має два дзеркальні один відносно одного канали, конічного перерізу - 3,4 ;а також клапан в середині мішалки -1,5, та дві муфти вгорі і знизу - 1,2.

Аналіз причинно-наслідкових зв'язків дозволяє дійти висновку, що наведені ознаки заявленої турбінної мішалки належать до суттєвих, бо забезпечують досягнення нового технічного результату, вигідно відрізняючи заявлений винахід від відомих аналогів і найближчого аналогу.

Конструкція представляє собою два конічні канали, дзеркально розташовані один відносно одного - 3,4. Кожен канал утворений двома конічними поверхнями - 7,8; та має перегородки між ними - 6. В середині мішалки виконаний клапан - 5, котрий має змогу рухатись вздовж осі обертання відносно мішалки і одночасно перекривати один та закривати другий канал - 3,4. При цьому, мішалка кріпиться на валу за допомогою виступу, що входить в паз муфти мішалки. Отже мішалка має змогу рухатись поступально вздовж осі обертання відносно валу.

Під час обертання один з каналів закритий, другий відкритий. При цьому під дією відцентрового прискорення та гідравлічного тиску, рідина потрапляє до відкритого каналу і виштовхується на периферію. Завдяки зазначеному впливу конструкцію рухається в верх або в низ, в залежності від того, який з каналів відкритий, а який закритий. [2]

Далі сутність заявленої корисної моделі пояснюється відповідним описом та кресленнями, де:

На рис.4 зображена мішалка в поперечному перерізі.

На рис.5 зображений загальний вигляд мішалки.

Заявлена турбінна мішалка використовується для перемішування рідин, і містить в собі два канали - 3,4, що утворені конічними площинами та дзеркальні один відносно одного. В кожному каналі виконані перегородки - 6. Також пристрій має дві муфти - 1,2 зі шпоночними пазами для кріплення до валу. Клапан 5 монтується в середині пристрою.

Робота заявленої мішалки здійснюється наступним чином.

Обертальний рух валу передається на мішалку. Клапан 5 перекриває один канал 3 і відкриває другий 4. Рідина, потрапляючи в середину мішалки, завдяки ефекту ежекції, під дією відцентрових сил викидається на периферію.

При цьому, потрапляючи в середину, рідина тисне на пристрій в напрямку свого руху, та змушує мішалку рухатись в верх або вниз відносно осі обертання. В крайніх точках вертикального руху, клапан 5 буде змінювати своє положення, і рідина буде рухати пристрій в протилежному напрямку. Слід вказати, що

пристрій матиме нейтральну плавучість у рідині. Це можна забезпечити завдяки баласту, або використання іншого матеріалу клапана.

Таким чином, перемішування буде виконуватися по всьому об'ємі апарату. Відпаде необхідність встановлення відбивних перегородок, так як мішалка не утворюватиме вихору.

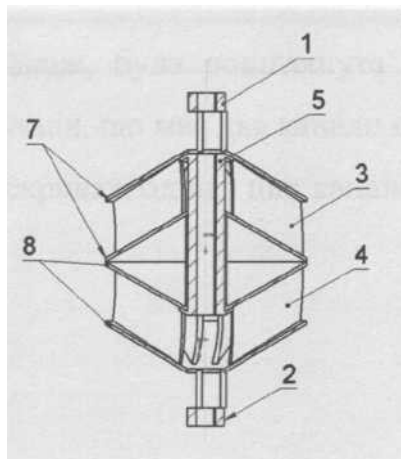


Рис. 4

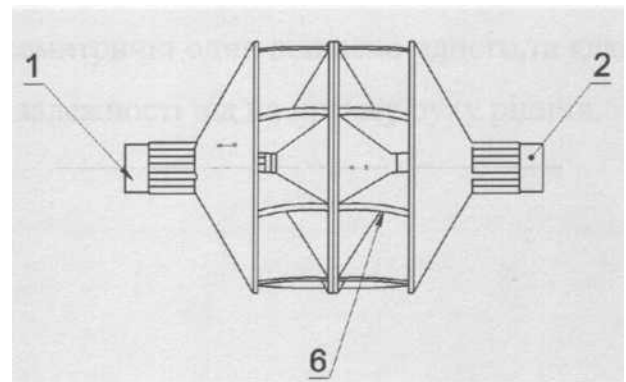


Рис. 5

Висновки

В данному розділі були розглянуті переваги та недоліки турінних мішалок. До недоліків яких відносяться короткі циркуляційні петлі, невелике охоплення перемішуванням внутрішнього об'єму у апарату і, отже, слабке залучення рідини периферійних зон в загальний контур циркуляції, що особливо помітно в процесах перемішування високов'язких середовищ.

Також, була розглянута та запропонована корисна модель. Описана її конструкція, що має два канали що симетричні один відносно одного, та клапан, що перекриває один з цих каналів в залежності від напрямку руху рідини.

3. МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ

В процесі обертання мішалки, рідина рухається через отвори в мішалці і поступає в канал, який утворений двома площинами, з постійною відстанню між ним, схема каналу показана на рисунку 6.

В коловому напрямку канал обмежений перетинками, які запобігають рухові рідини в коловому напрямку. Таким чином, можна розглянути рух рідини каналі прямокутного перерізу між кінчними площинами і вертикальними площинами які обмежують канал в коловому напрямку.

Розташовуємо початок системи координат в перерізі входу рідини в канал на перетині осі симетрії каналу. Вісь «x» направляємо вздовж каналу. Вісь «z» спрямована вертикально вгору. Вісь «y» спрямована так, як показано на малюнку. [4]

Оскільки мішалка обертається з постійною кутовою швидкістю – розглядаємо осесиметричну задачу і приймаємо припущення, що рух рідини відносно осі «φ» відсутній:

$$W_{\varphi} = 0 \quad (3.1)$$

Оскільки верхня і нижня стінки мають незначну кривизну, а бокові стінки представляють собою вертикальні площини, розглянемо рух рідини в каналі в прямокутній системі координат.

Запишемо рівняння нерозривності і рівняння руху проекції на вісь x і z, з урахуванням, що $W_{\varphi} = 0$.

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0 \quad (3.2)$$

$$\rho \left(\frac{\partial w_x}{\partial \tau} + W_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + W_z \frac{\partial w_x}{\partial z} \right) = \rho g x - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \right) \quad (3.3)$$

$$\rho \left(\frac{\partial w_z}{\partial \tau} + W_x \frac{\partial w_z}{\partial x} + W_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) = \rho g z - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} \right) \quad (3.4)$$

Задаємо вираз для визначення W_x

$$W_x = a \cdot z^2 + b \cdot z + c \quad (3.5)$$

$$\frac{\partial w_x}{\partial z^2} = 2 \cdot a \cdot z + b \quad (3.6)$$

$$z = 0 \rightarrow \frac{\partial w_x}{\partial z} = 0 \quad (3.7)$$

$$\frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} 2 \cdot a \quad b = 0 \quad (3.8)$$

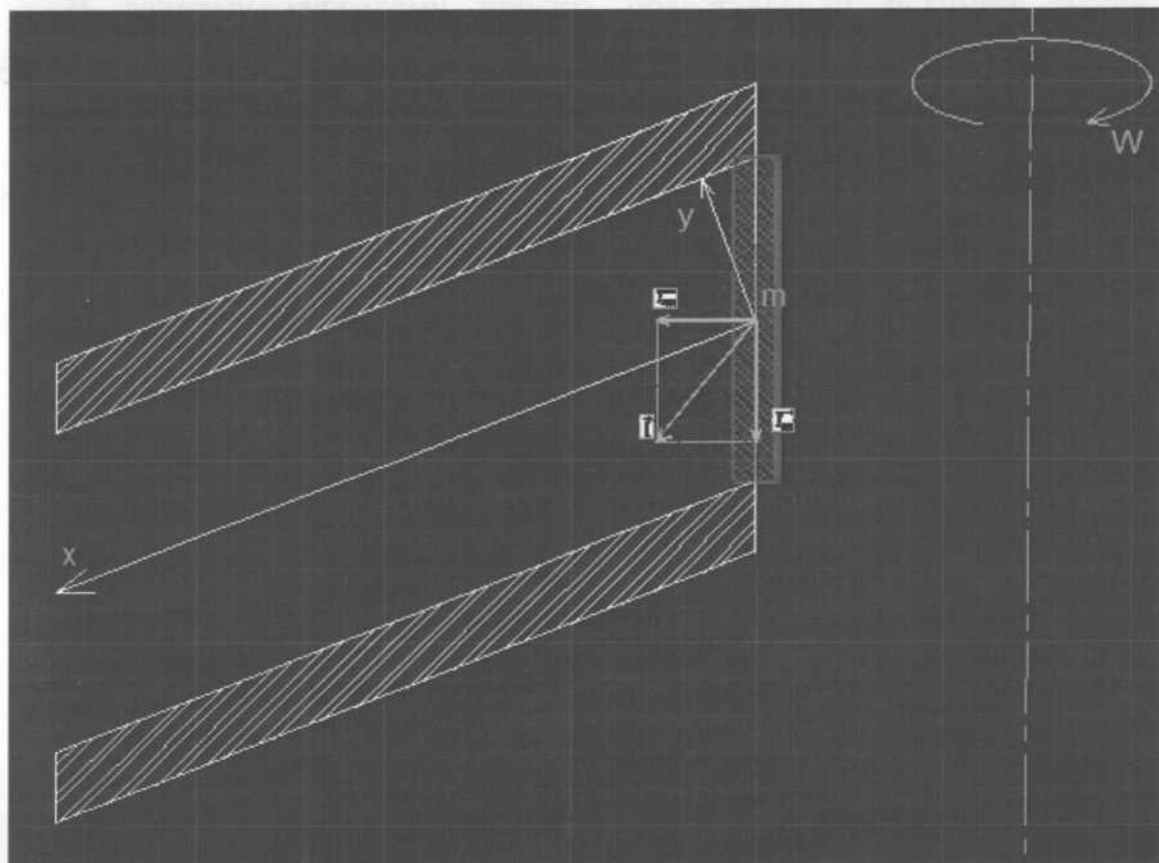


Рисунок 6 – схема імпульсів.

Знайдемо силу імпульсу, що діє на мішалку:

$$\vec{I} = \vec{I}_x + \vec{I}_y \quad (3.9)$$

Імпульс рідини, що рухається по канал за рахунок відцентрового прискорення, передається на стінки мішалки.

Елементарний імпульс:

$$dI = h \cdot b \cdot \rho \cdot \omega^2 \cdot r \cdot dr \quad (3.10)$$

Повний імпульс:

$$I = A \cdot \int_0^r r dr \quad (3.11)$$

Величина імпульсу, де А-довжина каналу:

$$I = A \cdot \frac{r^2}{2} = A \cdot \frac{r_2}{2} \quad (3.12)$$

Висновки

В сучасному світі відомо багато методів гомогенізації та перемішування різноманітних речовин. Для культивування та отримання бензилпеніциліну необхідно використовувати високоефективні та надійні агрегати та компоненти.

В данному курсовому проекті представлений рухомий турбінний перемішуючий пристрій для використання у апаратах великого об'єму.

В проекті розглянуто та запропоновано математичну модель руху рідини в рухомому перемішуючому пристрої, розроблено 3D модель пристрою.

Усі розрахунки та креслення виконані у відповідності до чинних нормативних документів України.

4. КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ПЕРЕМІШУВАННЯ ТА ТЕПЛООБМІНУ.

Для побудови 3D моделі деталей та збірок була застосована програма Solid Works 2016. Для проведення моделювання за використанням цих деталей та збірок була застосована програма ANSYS.

Алгоритм виконання моделювання:

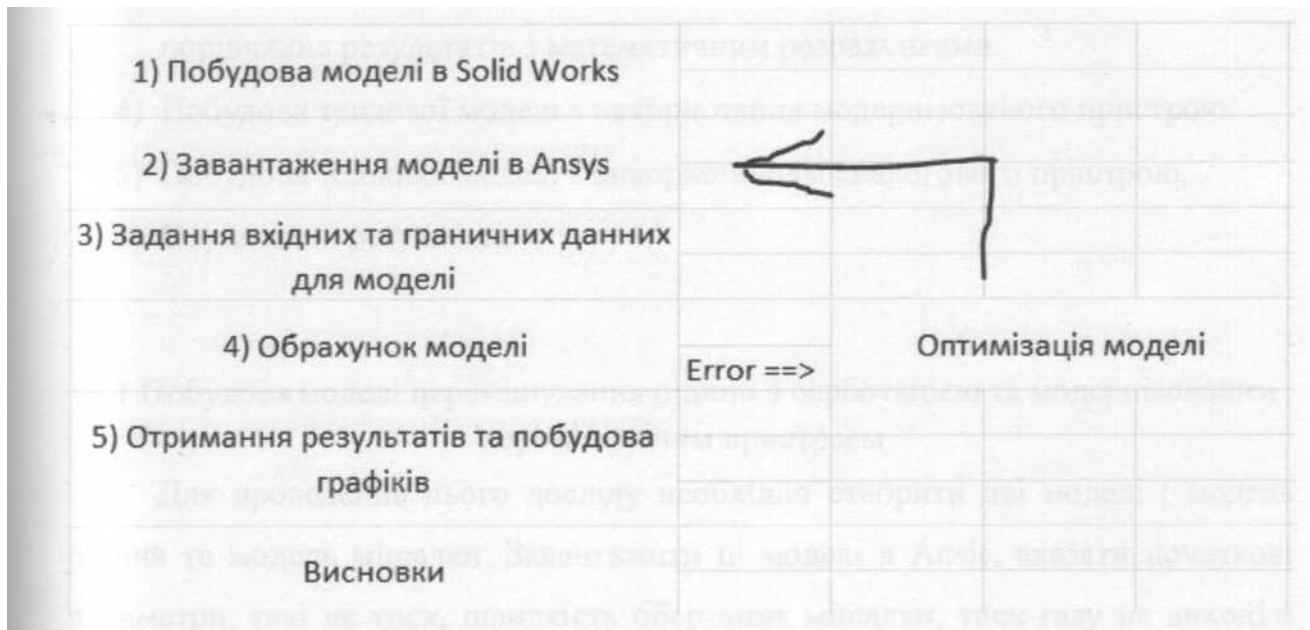


Рис .7 Схема проведення моделювання

Програмне забезпечення ANSYS дозволяє будувати моделі процесів методом кінцевих елементів. Це означає, що для отримання результату необхідно вірно задати початкові умови моделі, такі як : тиск, швидкість, місце положення, коефіцієнти теплопередачі та інші.

Для оптимізації швидкості та якості обрахунку, доцільно користуватися спрощеними моделями, які будуть націлені саме на необхідний нам результат.

Метою побудови та обрахунку нашої моделі, є спроба з'ясувати:

- 1) Чи збігається математична модель руху рідини в каналах мішалки з комп'ютерною моделью?
- 2) Чи буде оптимізація теплопередачі при використанні модернізованого перемішуючого пристрою?

Для відповіді на ці питання необхідно побудувати модель модернізованого перемішуючого пристрою, його аналог, а також модель для теплообміну.

- 1) Побудова моделі перемішування рідини з барботацією модернізованим пристроєм*
- 2) Побудова моделі з аналоговим перемішуючим пристроєм.*
- 3) Складання графіків тиску для каналів модернізованої мішалки, та порівняння результатів з математичним розрахунками.*
- 4) Побудова теплової моделі з використання модернізованого пристрою.*
- 5) Побудова теплової моделі з використанням аналогового пристрою.*
- 6) Порівняння результатів.*

4.1 Побудова моделі перемішування рідини з барботацією та модернізованим перемішуючим пристроєм

Для проведення цього дослідження необхідно створити дві моделі : модель рідини та модель мішалки. Завантажити ці моделі в ANSYS, вказати початкові параметри, такі як тиск, швидкість обертання мішалки, тиск газу на виході з барботеру, атмосферний тиск.

Моделювання здійснювалось при наступних параметрах:

Кутова швидкість обертання $\omega = 250$ об/хв

Атмосферний тиск $P = 1$ атм

Густина рідини $\rho = 998$ кг/м³

Динамічна в'язкість $\mu = 1,006 \cdot 10^{-6}$ м²/с

Відносний тиск на виході з барботеру $P_{бр} = 0,5$ атм.

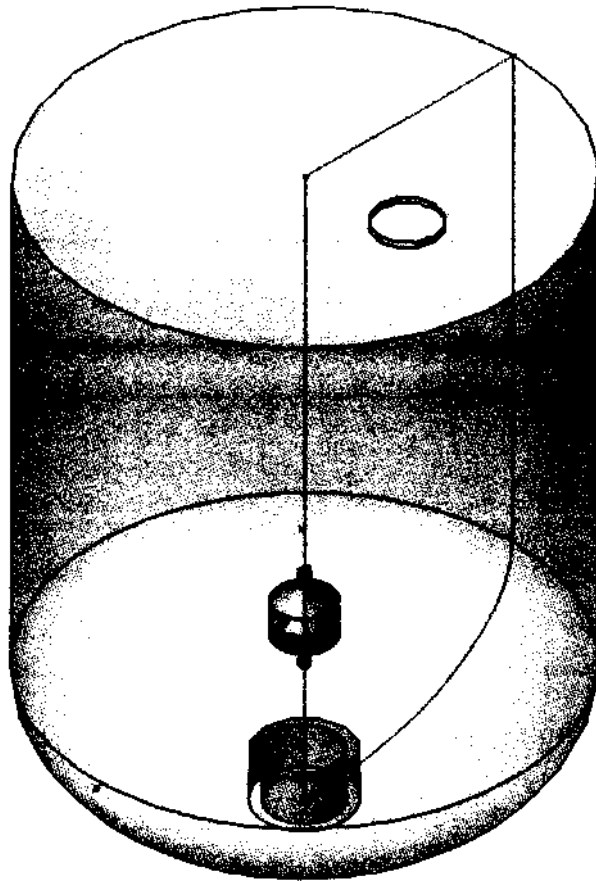


Рис. 8. Модель перемішування з барботацією та модернізовану мішалкою.

Для спрощення моделі, барботер виконаний в якості кругового розрізу в низу об'єму рідини. Модель мішалки запрограмована на позовжньо поступальний рух за формулою $1 \cdot \sin(T \cdot \pi)$. Та обертальним рухом зі швидкістю 250 об/хв. Час проведення експерименту 10 секунд.

Після проведення досліду отримуємо результати. Ключовим фактором якості перемішування для нас буде вміст рідини та розчиненість кисню в ній - Volume Fraction.

На малюнку нижче представлений кінцевий результат експерименту для модернізованої мішалки.

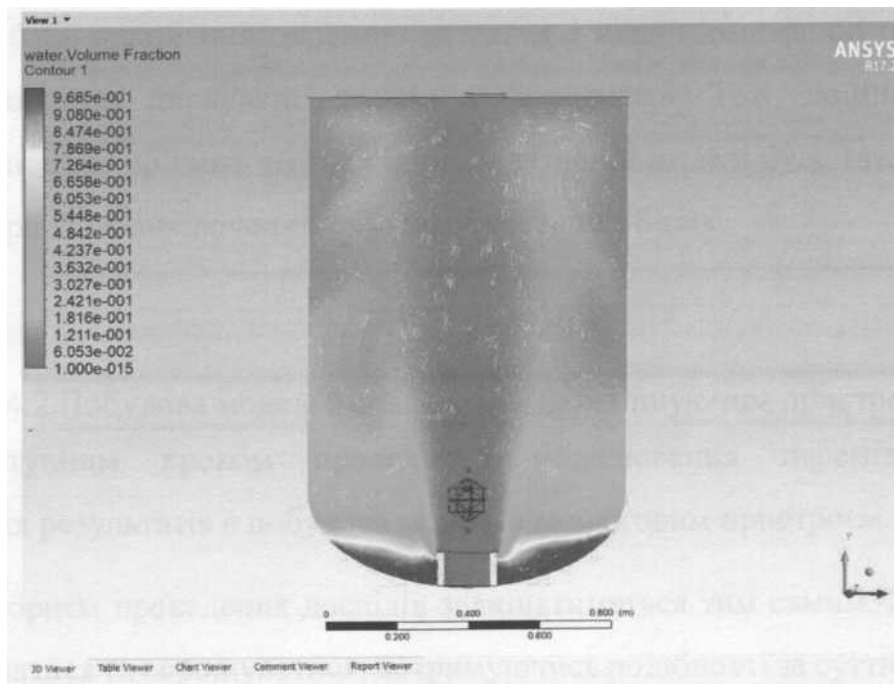


Рис.9 Результати для модернізованого пристрою.

Основним критерієм, по якому доцільно судити про перемішування двох фракцій різними пристроями є показник Volume Fraction. Цей показник описує вміст речовини в іншій речовині. Об'ємна частка (також об'ємна частину, частка за обсягом) – безрозмірна величина, що дорівнює відношенню обсягу якоїсь речовини в суміші до суми обсягів компонентів до змішування.

Поняття застосовується в основному до газів і рідин. У разі газів застосування об'ємної частки зручно тим, що об'ємна частка газу в суміші хімічно невзаємодіючих газів дорівнює його молярній частці в цій же суміші, що досить точно виконується при не дуже високому тиску і температурах.

Детальна ілюстрація перебігу процесу перемішування для двох представлена на плакаті.

У випадку перемішування модернізованим пристроєм видно, що величина об'ємної частки рівномірно розподіляється майже по всьому об'єму рідини. Виключенням є нижня частина, де концентрація рідини найвища, а концентрація газу найнижча. Це обумовлено особливістю саме комп'ютерної моделі. В ній барботер виконаний як виріз в об'ємі рідини, і тому внизу утворюється «стінка», схожа на криницю. В цій області неможливе ефективне перемішування і циркуляція рідини. Фізична модель буде відрізнятися від комп'ютерної тим, що

барботер буде виконаний окремою деталлю, і його геометричні показники не будуть заважати циркуляції рідини в ферментері. Тож, доцільно зробити припущення, що об'ємна частка рідини в фізичній моделі буде така сама, як і в комп'ютерній, за виключенням нижньої частини об'єму.

4.2 Побудова моделі з аналоговим перемішуючим пристроєм Наступним кроком проведення моделювання перемішування та порівняння результатів є побудова моделі з аналоговим пристроєм.

Алгоритм проведення дослідів залишатиметься тим самим. Модель буде оптимізуватися та спрощуватися, дотримуючись подібності за суттю до реальної фізичної моделі.

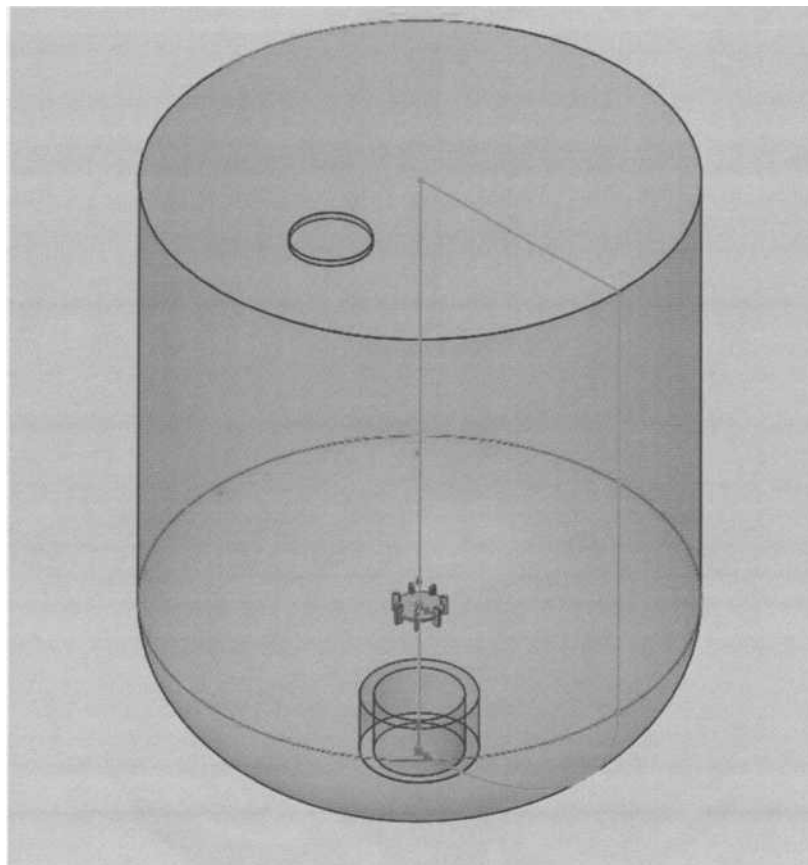


Рис. 10 Модель перемішування з барботацією та аналоговим перемішуючим пристроєм.

В даному випадку, початкові умови були однаковими до умов в першому експерименті. Різниця лише в тому, що, пристрій буде виконувати лише обертальний рух.

Моделювання здійснювалось при наступних параметрах:

Кутова швидкість обертання $\omega = 250$ об/хв

Атмосферний тиск $P = 1$ атм

Густина рідини $\rho = 998$ кг/м²

Динамічна в'язкість $\mu = 1,006 \cdot 10^{-6}$ м²/с

Відносний тиск на виході з барботеру $P_{бр} = 0,5$ атм.

Результати бачимо на рисунку нижче, а також на плакаті.

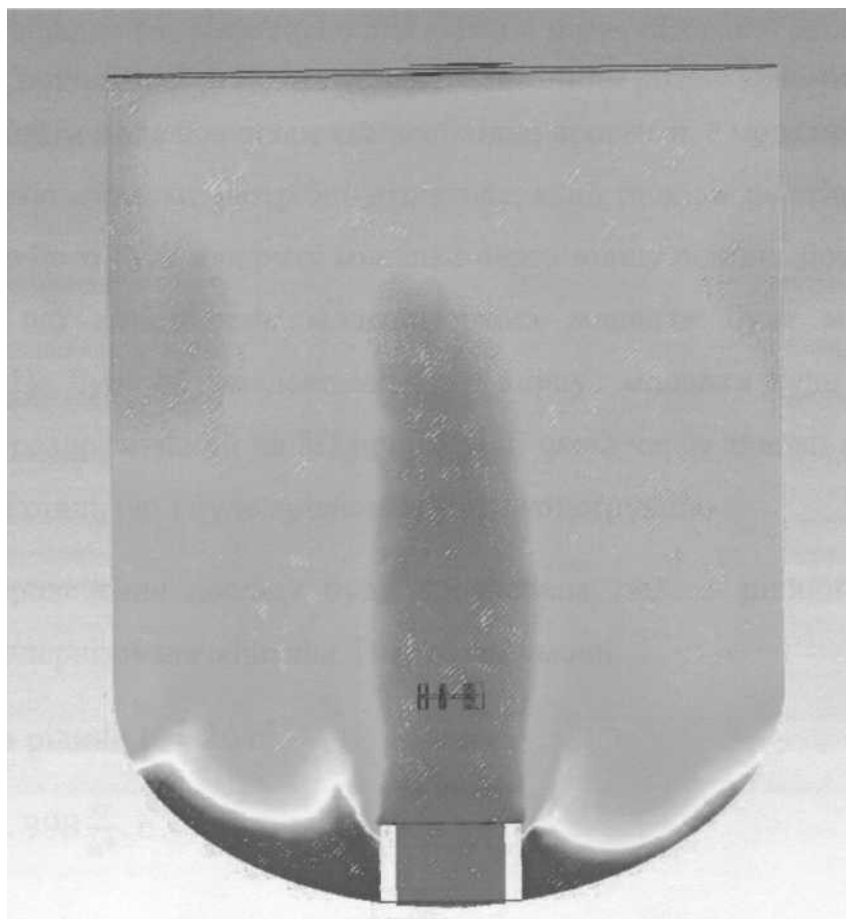


Рис. 11 Результати перемішування для аналогового пристрою.

Аналізуючі отримані результати, можна побачити, що в моделі з аналоговим пристроєм також є «застійна зона» внизу ферментера. Але, ця зона більш «розмита», і менш різка.

Розглядаючи процес за часовими проміжками, ми бачимо, що в перший момент часу в фракції рідини нема повітря. Далі, повітря починає підніматися з барботеру, утворюючи «кулю». Ця куля доходить до перемішуючого пристрою і збільшується в розмірах, за рахунок потоків рідини, які генерує мішалка. У випадку з аналоговим пристроєм, маса повітря утворює «грибок», як при ядерному вибуху, але при цьому концентрація кисню в цьому «грибку» більша в його носі. Натомість, модернізований пристрій супроводжує масу кисню, яка потрапила в ферментер, і тим самим ефективніше розподіляє її в об'ємі, запобігаючи утворенню різких перепадів концентрацій рідин.

4.3 Складання графіків тиску для каналів модернізованої мішалки, та порівняння результатів з математичним розрахунками.

Наступним моделюванням яке необхідно провести, є моделювання потоку рідини в каналі мішалки. Потрібно дізнатися, який тиск діє на стінки каналу, та чи достатньо його буде для руху мішалки через товщу рідини. Доцільно одразу доповнити, що конструкція модернізованої мішалки буде мати нульову плавучість. Це буде обумовлено тим, що корпус мішалки буде виконаний з пластмаси і роздрукований на 3D принтері. В свою чергу клапан мішалки буде зроблений зі сталі, що і буде врівноважувати конструкцію.

Для проведення досліду була побудована модель рідини, в ній була поміщена модернізована мішалка. Початкові умови:

Температура рідини $t = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Густина $\rho = 998 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$, с

Кількість обертів за хвилину $\omega = 250 \frac{\text{об}}{\text{хв}}$.

Мішалка була закріплена стаціонарно, а точніше її модель мала лише одну ступінь свободи. Клапан в середині мішалки був розташований знизу. За теорією, при такій конфігурації мішалки та клапана, конструкція повинна

рухатися вниз, за рахунок набігаючого в середину потоку рідини, який тисне на стінку мішалки, що в свою чергу призводить до руху конструкції вниз або

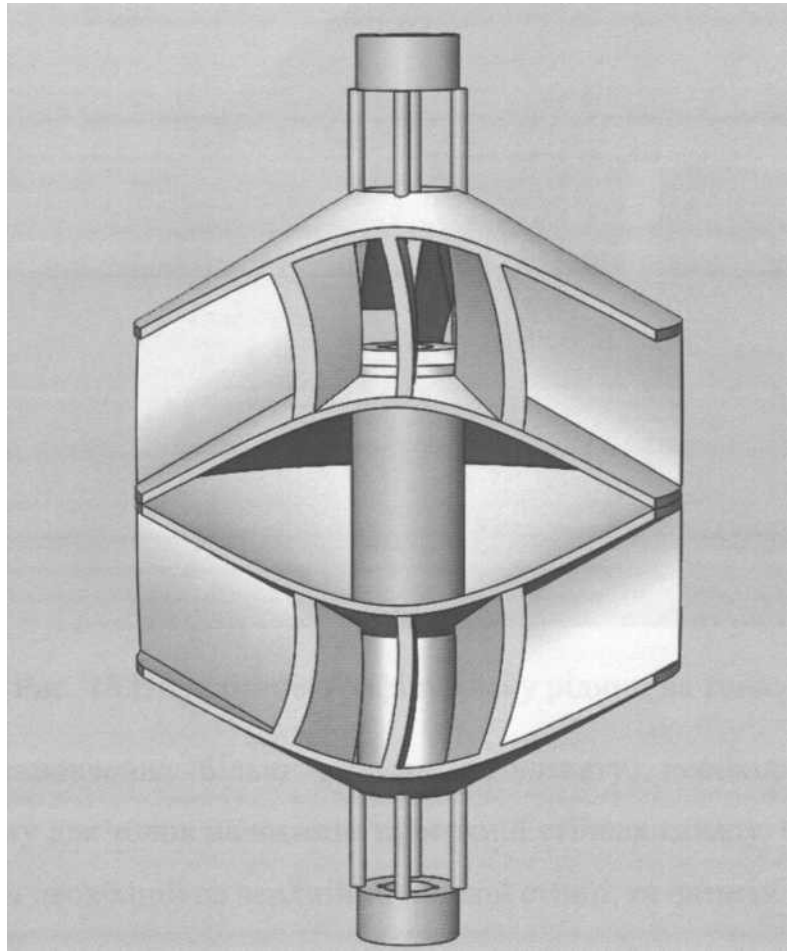


Рис. 12 Розріз мішалки з клапаном в нижньому положенні.

Після завантаження моделі та проведення налаштувань, запускаємо дослідження та отримуємо результати. На малюнку нижче представлена графічна модель візуалізації дії потоку на стінки каналу. На моделі видно, що найбільший тиск припадає на проміжок між серединою та кінцем нижньої стінки каналу. В свою чергу, наявність цього тиску буде забезпечувати рух конструкції в товщі рідини.

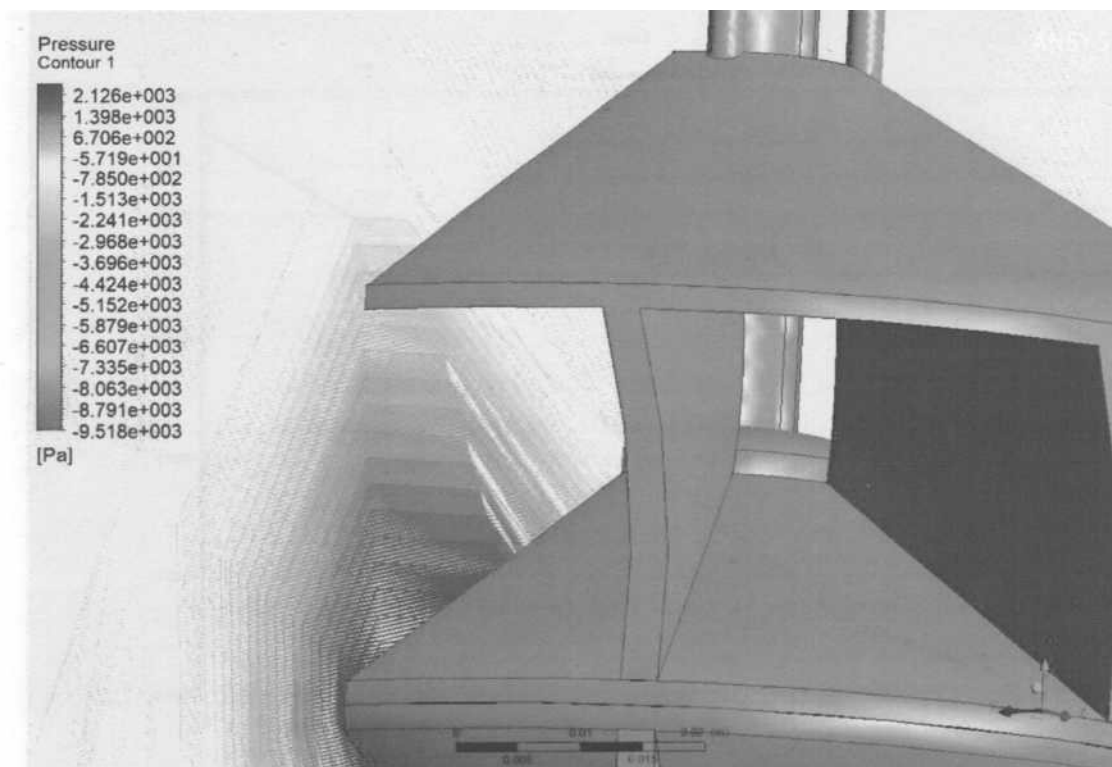


Рис. 13 Візуалізація графіку тиску рідини на канал.

Для встановлення більш точного результату, необхідно побудувати графіки тиску для точок на нижній та верхній стінках каналу. Фіксуємо місце знаходження двох ліній на верхній та нижній стінці, та назвемо їх LN1 та LN2.

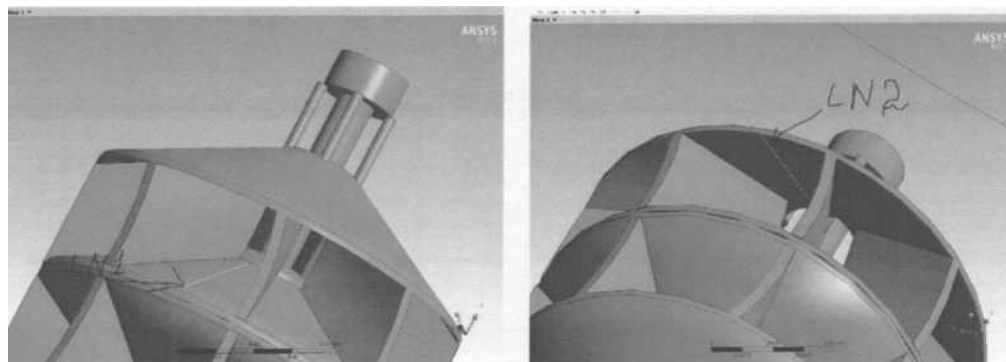


Рис. 14 - Місцезнаходження ліній для визначення тиску в каналах.

За допомогою налаштування графіків в ANSYS, виводимо необхідні нам результати в більш зручній формі.

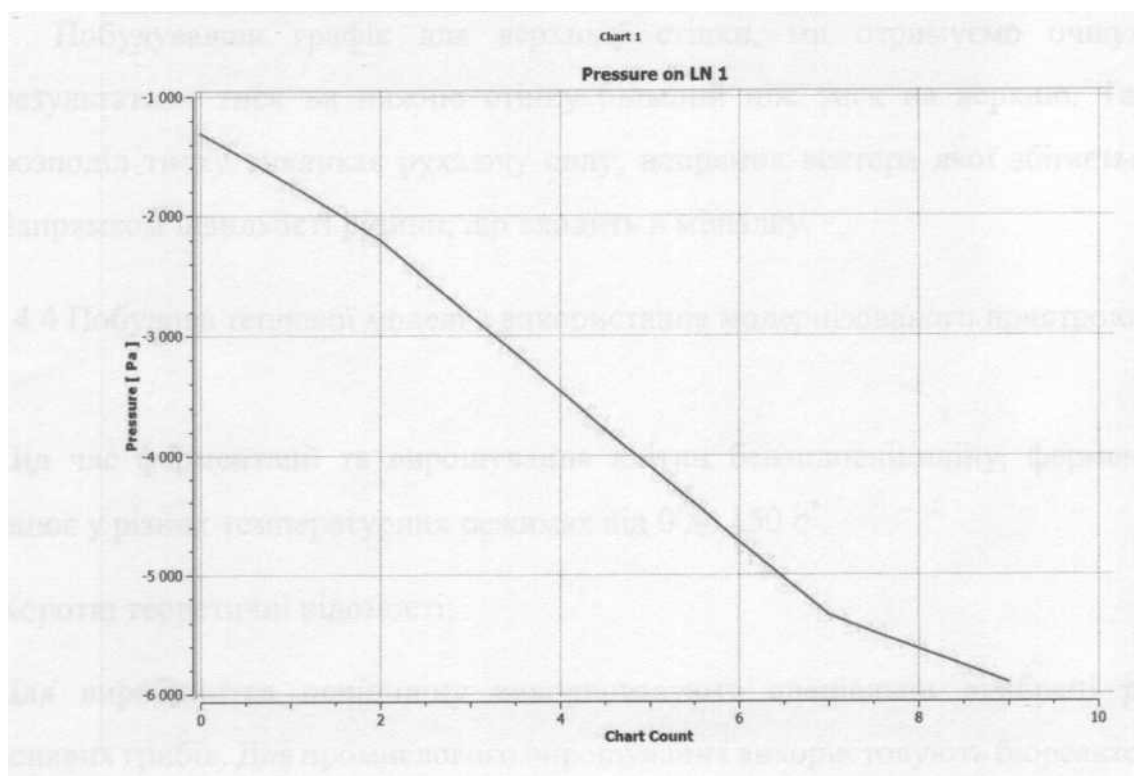


Рис № 15 Графік тиску для нижньої стінки.

На графіку тиску видно, що максимальне значення тиску рідини на нижню стінку дорівнює $P_{\max} = 5950$ Pa. Мінімальне значення $P_{\min} = 1200$ Pa.

Побудуємо аналогічний графік для верхньої стінки та порівняємо результати.

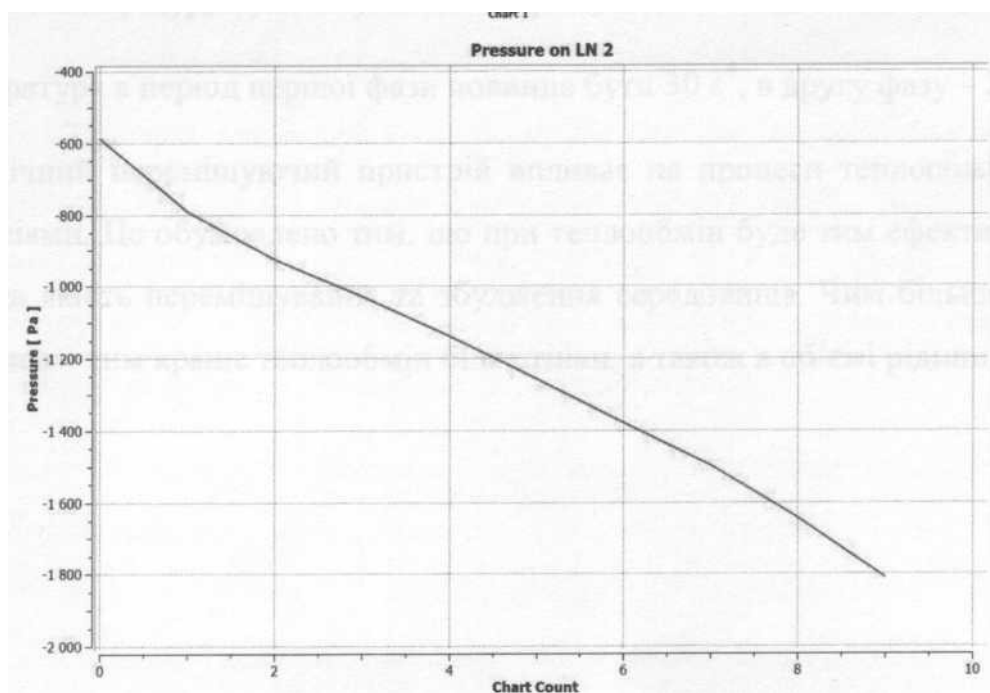


Рис. 16 Тиск рідини на верхню стінку каналу мішалки.

Побудувавши графік для верхньої стінки, ми отримуємо очікувані результати - тиск на нижню стінку більший ніж тиск на верхню. Такий розподіл тиску викликає рухаючу силу, напрямком вектора якої збігається з напрямком швидкості рідини, що входить в мішалку.

4.4 Побудова теплової моделі з використання модернізованого пристрою.

Під час ферментації та вирощування клітин бензилпеніциліну, ферментер працює у різних температурних режимах від 0 до 150 °C.

Короткі теоретичні відомості:

Для виробництва пеніциліну використовують спеціально відібрані раси пліснявих грибів. Для промислового вирощування використовують біореактори-ферментери механічним перемішуючим пристроєм. Поживне середовище, що використовує для виробництва пеніциліну, зазвичай містить кукурудзний екстракт, лактозу, глюкозу і т.д.

Після стерилізації та охолодження середовище засівається спорами гриба, аерується шляхом пропускання через неї повітря та перемішується за допомогою мішалки. Температуру культивування підтримують в межах 24-25 °C.

Температура в період першої фази повинна бути 30 °C, в другу фазу - 20 °C.

Механічний перемішуючий пристрій впливає на процеси теплообміну між теплоносіями. Це обумовлено тим, що при теплообмін буде тим ефективніший чим вища якість перемішування та збудження середовища. Чим більше число Рейнольдса - тим краще теплообмін біля стінки, а також в об'ємі рідини.[8]

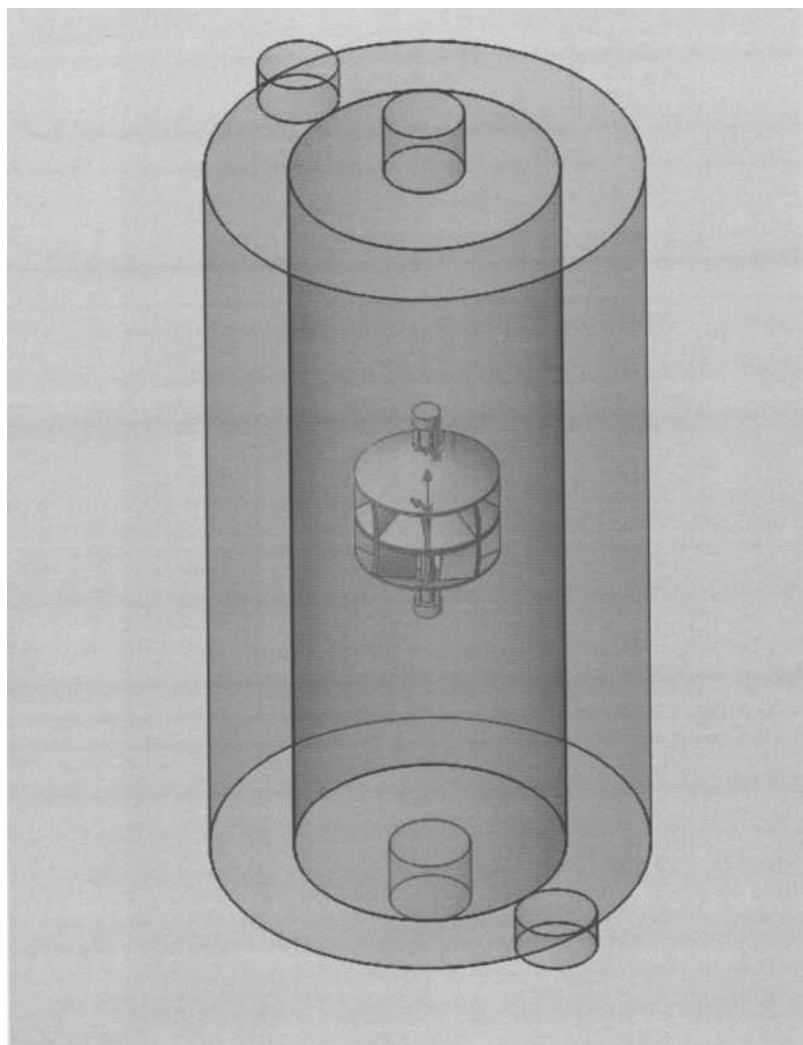


Рис. 17 Модель теплообміну для модернізованого пристрою.

Під час промислового виробництва пеніциліну, поживне середовище засівають грибами, які починають поглинати це поживне середовище, рости та виділяти тепло. Для підтримання оптимальних умов культивування, необхідно регулювати температуру, відводячи надлишкове тепло з ферментеру. Отже, в ферментері виникає стаціонарний процес виділення та відводу теплоти холодним теплоносієм, від гарячого.

Таким чином, для моделювання та аналізу теплових процесів, доцільно використати модель теплообмінника труба - в трубі для двох різних перемішувачів. Головним критерієм для вимірювання та аналізу буде температура рідини на виході «теплого» носія.

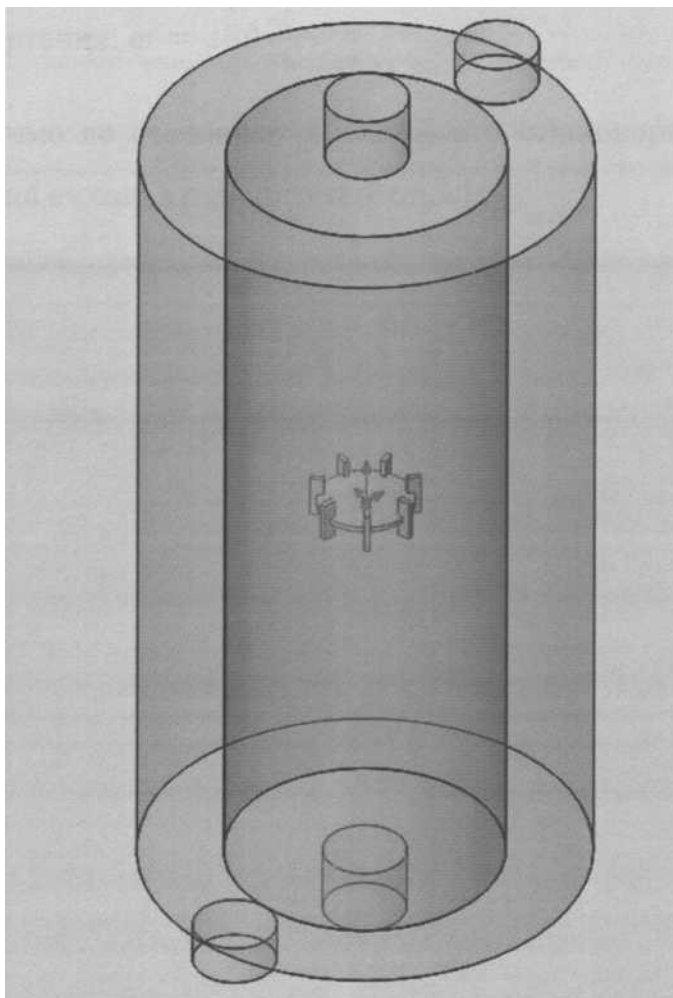


Рис 18. Модель теплообміну для аналогового пристрою. Використавши однакові початкові умови для обох моделей, а саме:

Температура на вході гарячого теплоносія: $t_r = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$

Температура на вході холодного теплоносія: $t_x = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

Швидкість на вході для холодного та гарячого теплоносіїв: $v = 1\text{ }\frac{\text{м}}{\text{с}}$

Матеріал стінки між рідинами: мідь, товщиною 2 мм.

Температура навколишнього середовища: $t_{\text{ср}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$

Величина коефіцієнту теплопередачі з навколишнім середовищем:

$$f = 12 \frac{\text{W} \cdot \text{m}^2}{\text{K}}$$

Швидкість обертання: $\omega = 250 \frac{\text{об}}{\text{хв}}$

Дослід проводимо до становлення постійного стаціонарного результату температури води на виході з гарячого теплоносія.

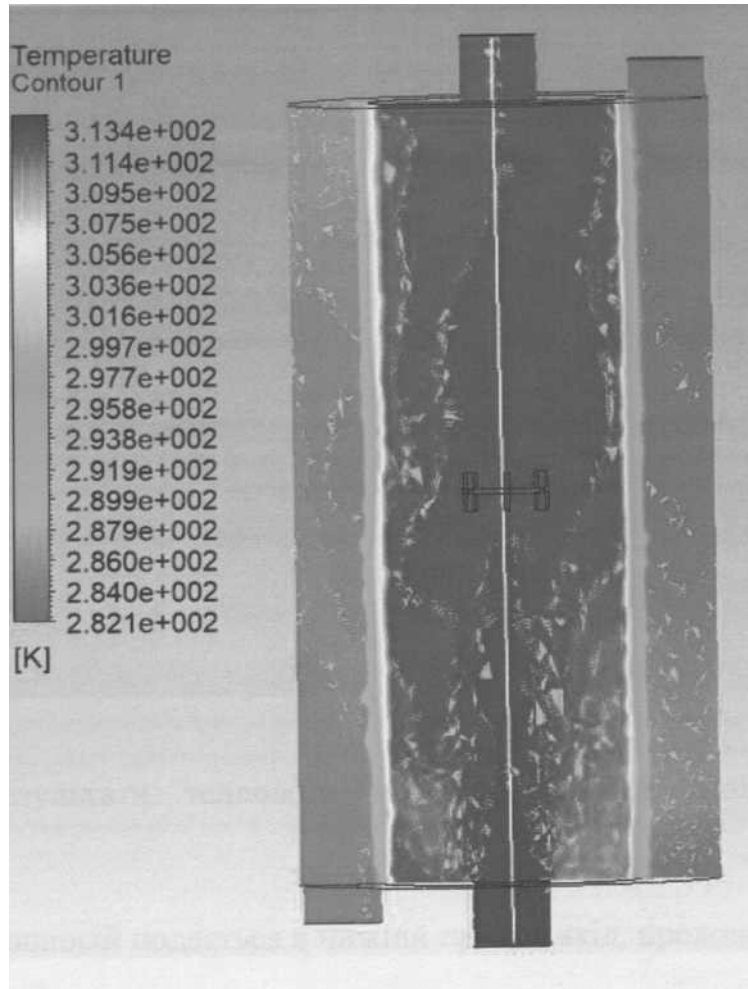


Рис 19 Результати теплового моделювання для аналогового пристрою.

На моделі ми бачимо да контури теплоносіїв, а також аналоговий перемішуючий пристрій. На малюнку можна побачити перехідну зону теплообміну між теплоносіями, у вигляді тонкої смужки. Також, по центру видно проведену тонку жовту лінію. По цій лінії, будуть побудовані два графіки для обох випадків.

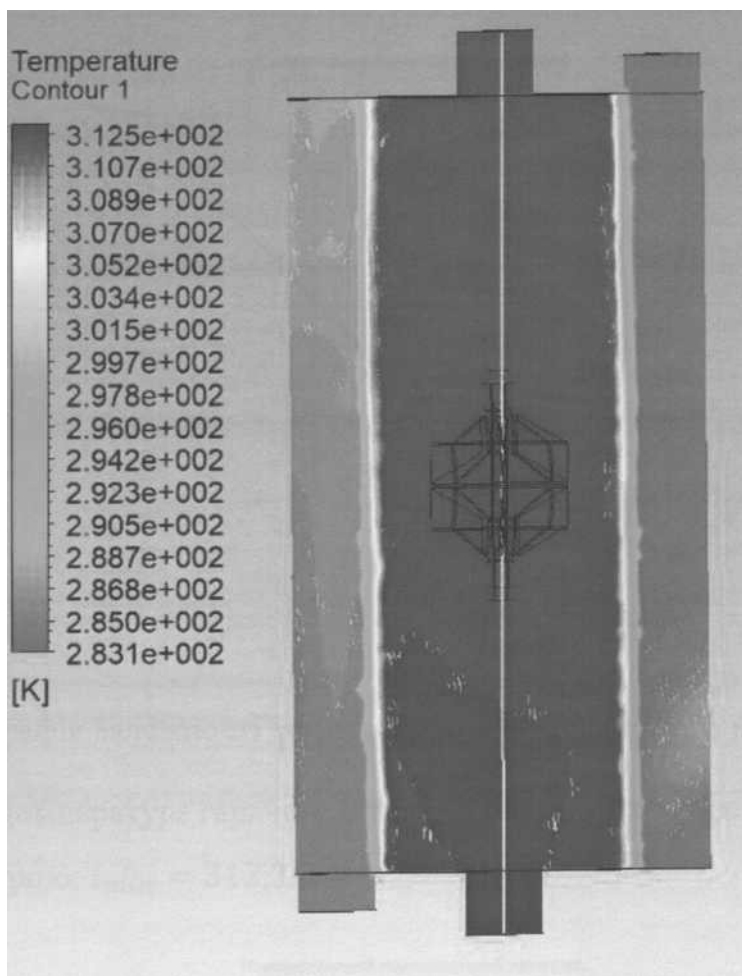
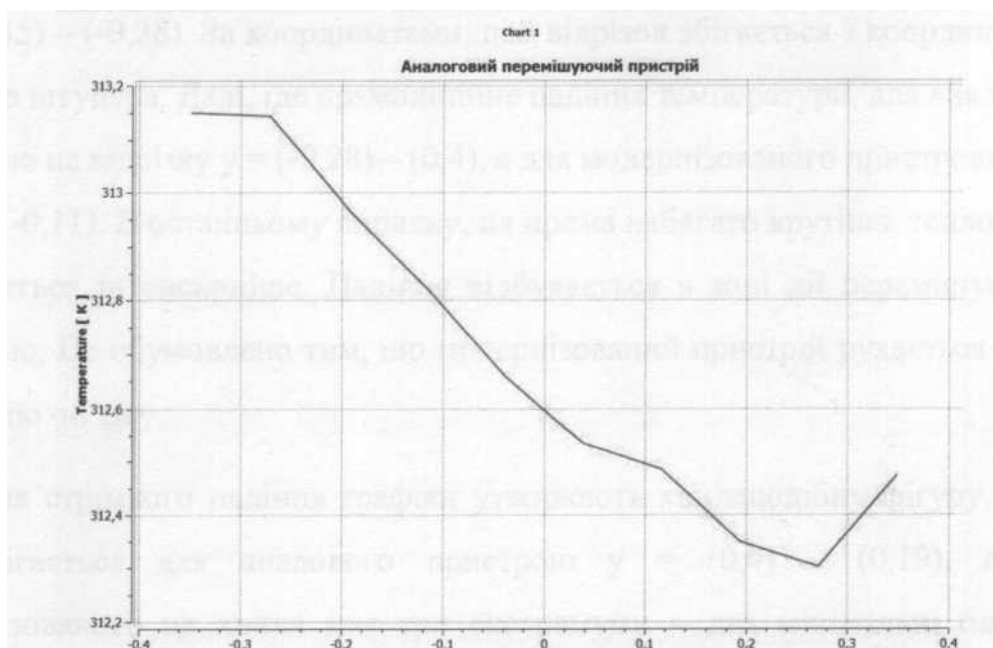


Рис. 20 Результати теплового моделювання для модернізованого пристрою.

Гарячий теплоносій подається в нижній правий вхід, проходить в об'ємі в якому рухається мішалки та виходить у верхньому лівому штуцері. Натомість, холодний теплоносій подається в верхній правий штуцер, на проходить по діагоналі всього об'єму, виводиться через нижній лівий штуцер.

Далі, необхідно побудувати графіки залежності температури від місцезнаходження в моделі.



Ри. 21 Графік залежності температури для аналогового пристрою.

Мінімальна температура гарячого носія рідини на виході при використанні аналогового пристрою: $t_{min} = 312,3 K^{\circ}$

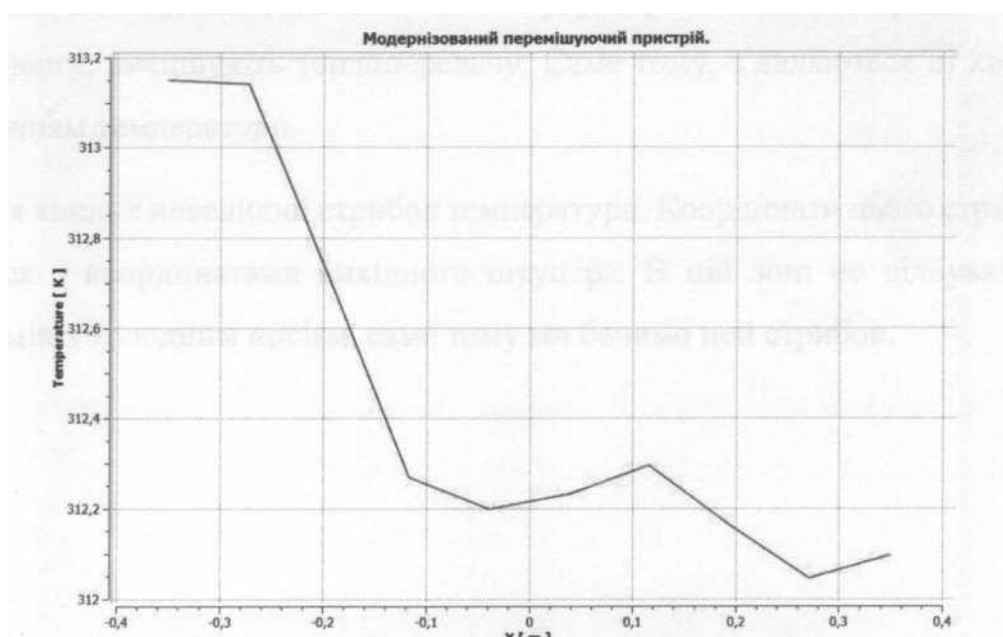


Рис. 22 Графік залежності температури для модернізованого пристрою

Мінімальна температура гарячого теплоносія на виході для модернізованого перемішувачого пристрою: $t_{min} = 312,05 K^{\circ}$

Аналізуючи графіки, можна побачити, що вони подібні один до одного. Графіки починаються з майже незмінної за температурою прямої на відрізку

$y = (-0,35) - (-0,28)$. За координатами, цей відрізок збігається з координатами вхідного штуцера. Далі, іде прямолінійне падіння температури, для аналогового пристрою на відрізку $y = (-0,28) - (0,4)$, а для модернізованого пристрою $y = (-0,28) - (-0,11)$. В останньому випадку, ця пряма набагато крутіша, теплообмін відбувається інтенсивніше. Падіння відбувається в зоні дії перемішуючого пристрою. Це обумовлено тим, що модернізований пристрій рухається вгору та вниз по об'єму.

Після стрімкого падіння графіки утворюють хвилеподібну фігуру. Вона спостерігається для аналогового пристрою $y = (0,4) - (0,19)$, а для модернізованого ця хвиля має три екстремуми - два мінімальні одне та максимальне значення. Розташування хвилі $y = (-11) - (0,28)$. Скоріше за все, що її природа появи обумовлена тим, що над мішалками, як аналоговою, так і модернізованою, утворюється потік, який в свою чергу розташований по центру та має найбільшу відстань до стінки теплообміну. А по друге - на краях цього потоку, відносно іншого об'єму, утворюються ламінарні течії, які в свою чергу, зменшують теплопередачу. Саме тому, з'являються ці хвилі з підвищенням температури.

Після хвиль є невеликий стрибок температури. Координати цього стрибка збігається з координатами вихідного штуцера. В цій зоні не відбувається теплообмін з холодним носієм, саме тому ми бачимо цей стрибок.

Висновки

За даними, які ми отримали після проведення моделювання, можна аналізувати рух рідини в мішалці, її дію на стінки мішалки. Ми отримали данні про якість перемішування а також про інтенсивність теплообміну.

Під час обертання модернізованої мішалки, рідина потрапляє в відкритий отвір та за рахунок відцентрової сили викидається на периферію. Передаючи свій імпульс до корпуси мішалки через тиск на нижню стінку, вона руха пристрій крізь товщу рідини. В експериментальній частині були приведені дані, а також проілюстрований розподіл тиску на верхню та нижню стінки.

Процес перемішування також різний для двох випадків. При однакових вихідних даних, можна побачити різну динаміку та розподіл кисню в рідині. Це обумовлено особливостями конструкцій та умов руху пристроїв. Ми побачили, що в перший момент часу, кисень утворює кулю, яка потім переростає в грипоподібну форму. При цьому головка цього гриба розподіляється по об'єму найбільш інтенсивно. У випадку з аналоговим пристроєм, вона різко збільшується у розмірах, коли доходить до мішалки, після чого вже розпиленою піднімається до верху. Для модернізованого пристрою картина інша. Мішалка супроводжує основну масу кисню до верху, при цьому постійно розширюючи її аж до верхньої мертвої точки, після чого починає рух вниз.

Тепловий розрахунок показав оптимізацію процесу для модернізованого пристрою. Не значна різниця температур на виході для гарячого теплоносія вказує на покращення процесу теплообміну на 1 %.

5 ОПИС АПАРАТУРНОЇ СХЕМИ

Поживне середовище, до складу якого входять термостабільні компоненти, готується в реакторі-змішувачі Р-5, звідки частина насосом Н-7 відразу подається на установку безперервної стерилізації, а інша частина йде в міжтрубний простір теплообмінника типу «труба в трубі» Т-6, далі подається на колонку швидкісного нагріву К-7 і нагрівається до температури 120°C. Витримання поживного середовища проводять у 3-ьох витримувачах ВМ-9, звідки подається у трубний простір теплообмінника типу «труба в трубі» Т-6 і охолоджується холодним поживним середовищем, що у міжтрубному, а потім у трубний простір теплообмінника типу «труба в трубі» Т-10, де охолоджується холодною водою, що подається у міжтрубний простір. На виході ми отримуємо поживне середовище з температурою 36°C. Лактозу, як термолабільний компонент поживного середовища готують окремо в реакторі- змішувачі Р-2, де відбувається, не лише його приготування, а й стерилізація.

В якості спорової культури використовується *Penicillium chrisogenum*, яка засівається в інокулятор, вирощується на пшоні у скляних флаконах, висушується і в такому вигляді зберігається при кімнатній температурі. Її виробництво відбувається окремо і не входить до складу представленої лінії. Посів роблять сухими спорами з 2-3 флаконів відразу в інокулятор ІН-11.

Вирощування посівного міцелію триває 36-50 годин. Міцелій, вирощений в інокуляторі ІН-11, пересівається в кількості 10% за обсягом від номінального значення в інокулятор ІН-14, де культивується протягом 12-18 годин при заданих умовах, а потім пересівається в виробничий ферментер Ф-17 в кількості 15-20% від номінального об'єму заповнення апарату. Процес вирощування посівного міцелію 1-ї і 2-ї генерації та основної ферментації здійснюється при температурі 34-36°C та постійному рівні рН з дотриманням асептичних умов. Основними показниками, що свідчать про закінчення ферментації, є повне зникнення вуглеводів в культуральній рідині і припинення біосинтезу антибіотика. Процес ферментації у виробничих умовах триває 120-125 годин. Виробництво пеніциліну, вирощування посівного міцелію та основна ферментація здійснюють при безперервному перемішуванні механічними перемішувачами пристроями і безперебійній подачі повітря в апарати в кількості 1,2-1,5% від об'єму повітря на

один об'єм середовища за хвилину. Повітря в апарати подається через індивідуальні фільтри очистки ІФ-12, ІФ-15, ІФ-18.

Для відділення міцелію від культуральної рідини застосовують вакуум-барабанний фільтр БФ-20 безперервної дії. Нативний розчин (фільтрат культуральної рідини) являє собою більш-менш каламутну, забарвлену в жовто-коричневий або зеленувато-коричневий колір рідину. Величина рН середовища залежно від штаму продуцента, складу середовища і тривалості процесу ферментації зазвичай коливається від 6,2 до 8,2. Нативний розчин містить 3-6% сухих речовин. На мінеральні речовини припадає 30-40% сухого залишку, від 15 до 30% припадає на пеніцилін, а інше являє складну суміш органічних речовин, включаючи білки, поліпептиди, низькомолекулярні азотисті сполуки, вуглеводи, різні органічні кислоти і, залежно від штаму продуцента, ту чи іншу кількість пігменту.

У промисловості витяг активної речовини з нативного розчину заснований на екстракції. Перед екстракцією відбувається поділ емульсії на сепараторі С-25. На стадії екстракції пеніциліну з нативного розчину використовуються трьохступінчасті екстрактори Е-26, Е-30 і Е-34, в яких і відбувається бутилацетатна екстракція. Співвідношення фаз при проведенні бутилацетатної екстракції пеніциліну з нативного розчину становить 1,0: 0,3- 0,45, температура 4-3°C.

Найбільш надійним методом, що забезпечує отримання кристалічного пеніциліну хорошої якості, є виділення бензилпеніциліну з бутилацетатного екстракту у вигляді концентрованого водного розчину калієвої солі з наступним упаренням води з бутанолом під вакуумом, що призводить до кристалізації калієвої солі з бутилового спирту. Зневоднення бутилацетатного екстракту шляхом охолодження до 16-18°C проходить за рахунок теплообмінника- охолоджувача ТО-38 з подальшою фільтрацією від льоду. Видалення пігментних забруднень обробкою активованим вугіллям здійснюється у вугільному фільтрі ВФ-39 і фільтрацією на охолодженому фільтрі Ф-40. Отримання концентрату калієвої солі бензилпеніциліну екстракцією 0,56-0,6 розчином їдкого калію, відбувається у тарілчастому екстракторі Е-42. Упарювання під вакуумом з бутиловим спиртом відбувається у випарних вакуум апаратах з виносними

гріючими камерами В-45, В-47, В-49 при температурі 16-26°C. Обсяг кубового залишку повинен становити не більше 60-80% обсягу завантаженого концентрату. Гранулювання отриманої пасти і сушка калієвої солі відбувається в сушарці-грануляторі з псевдозрідженим шаром СШ-52 при температурі 75-80 °С і залишковому тиску 10-20 мм рт. ст. При цьому виходить калієва сіль бензилпеніциліну у вигляді білого дрібнокристалічного порошку з активним вмістом бензилпеніциліну порядку 95% і виходом 70% від кількості антибіотика в нативному розчині. Далі висушений пеніцилін використовують для виробництва готових лікарських засобів.

Найважливішою вимогою, що пред'являється до одержуваного сухого порошку пеніциліну, є його повна стерильність. Термічна обробка препарату недостатня. Стерильність може бути забезпечена лише при проведенні заключних стадій процесу в суворо асептичних умовах, що виключають можливість зараження продукту мікроорганізмами і їх спорами. Тому, починаючи зі стерилізованої фільтрації концентрату і бутанолу, всі операції проводяться в ізольованих стерильних приміщеннях і в стерильній апаратурі. Для забезпечення умов асептики здійснюється весь комплекс необхідних санітарних і технологічних заходів .[11]

6 ОБҐРУНТУВАННЯ ВИБРАНОЇ КОНСТРУКЦІЇ

Процес вирощування мікроорганізмів можна можна забезпечити завдяки двом методам: глибинне та поверхнєве вирощування. Поверхнєве вирощування використовується найчастіше для клітин савців. Ці клітини потребують закріплення для подальшого свого росту, тож вони закріплюються на поверхні ферментара. Також такий вид конструкції доцільний, коли потребується відведення метаболітів цих клітин.

Грибок пеніциліну не потребує закріплення. Отже, доцільно використати об'ємне культивування для його вирощування. В ферментерах перемішування відбувається за рахунок багаторазового відносного руху елементів об'єму рідини, що викликаний обертанням мішалки.

Вибір конструкції для приготування антибіотика залежить від в'язкості середовища, що перемішується. Відповідно до ГОСТ 20680-86 передбачено 10 типів вертикальних апаратів з перемішувачами. Ферментери відрізняються між собою формою кришок і днищ, та конструкціями перемішувачів. В залежності від конструкції мішалки поділяють на лопатеві, якірні, рамні, турбінні, пропелерні, тощо, а в залежності від частоти обертання на тихохідні та швидкохідні [13].

Оптимальною є конструкція, яка дозволяє досягти необхідної якості перемішування при мінімальних витратах енергії за найкоротший термін. Перевагами у виборі являються простота конструкції перемішувача пристрою, довговічність і надійність його роботи, мінімальна матеріало- та енергоємність.

Метою даного розділу курсового проекту є обрати та обґрунтувати оптимальну конструкцію і параметри роботи для приготування бензилпеніциліну. Важливим питанням є вибір конструкції мішалки. Для малов'язких рідин зазвичай застосовують швидкохідні мішалки (турбінні, гвинтові), для високов'язких - тихохідні.

Перемішувачем обрана швидкохідна мішалка - турбінна, що пов'язано з низькою в'язкістю розчину. Такі мішалки зазвичай мають

відношення $D_*/d_* > 1,5$. Вони відрізняються здатністю створювати осьову

циркуляційну течію. В апаратах без внутрішніх пристроїв ці мішалки забезпечують насосний ефект, що вдвічі перевищує насосний ефект звичайних мішалок (на рисунку 2.3, г, д) [18].

Таким чином для перемішування

кукурудзяного екстракта краще використовувати вертикальний змішувач з рубашкою, з еліптичним днищем та кришкою, з турбінною мішалкою. Надає рух мішалці мотор-редуктор, розташований зверху апарату. Даний апарат був спроектований з 5 штуцерами, серед яких є штуцер передбачений для промивки та дезинфекції, для входу меляси, для входу та виходу води, для виходу приготованого поживного середовища, для гільзи термопари та люк.

Також при проектуванні апарату особлива увага була приділена матеріалам для виготовлення основних вузлів, тому що крім звичайних вимог високої корозійної стійкості в певних агресивних середовищах до конструкційних матеріалів, застосовуваним у хімічному апаратобудуванні, одночасно пред'являються також вимоги високої механічної міцності, жаростійкості і жароміцності, збереження задовільних пластичних властивостей при високих і низьких температурах, стійкості при знакозмінних чи повторних однозначних навантаженнях (циклічної міцності), малої схильності до старіння й ін [10],

Для хімічної апаратури переважно застосовуються конструкційні матеріали, стійкі і дуже стійкі в агресивних середовищах. Матеріали зниженої стійкості застосовуються у виняткових випадках, коли доведена доцільність використання їх замість стійких, але більш дорогих і дефіцитних матеріалів.

При виборі матеріалів для апаратів, що працюють під тиском при низьких і високих температурах, необхідно враховувати, що механічні властивості матеріалів істотно змінюються в залежності від температури. Як правило, властивості міцності металів і сплавів підвищуються при низьких температурах і знижуються при високих.

Найбільш придатним матеріалом для виготовлення ємнісних частин апарату є сталь марки сталь 12Х18Н10Т ГОСТ 6533-78 [19].

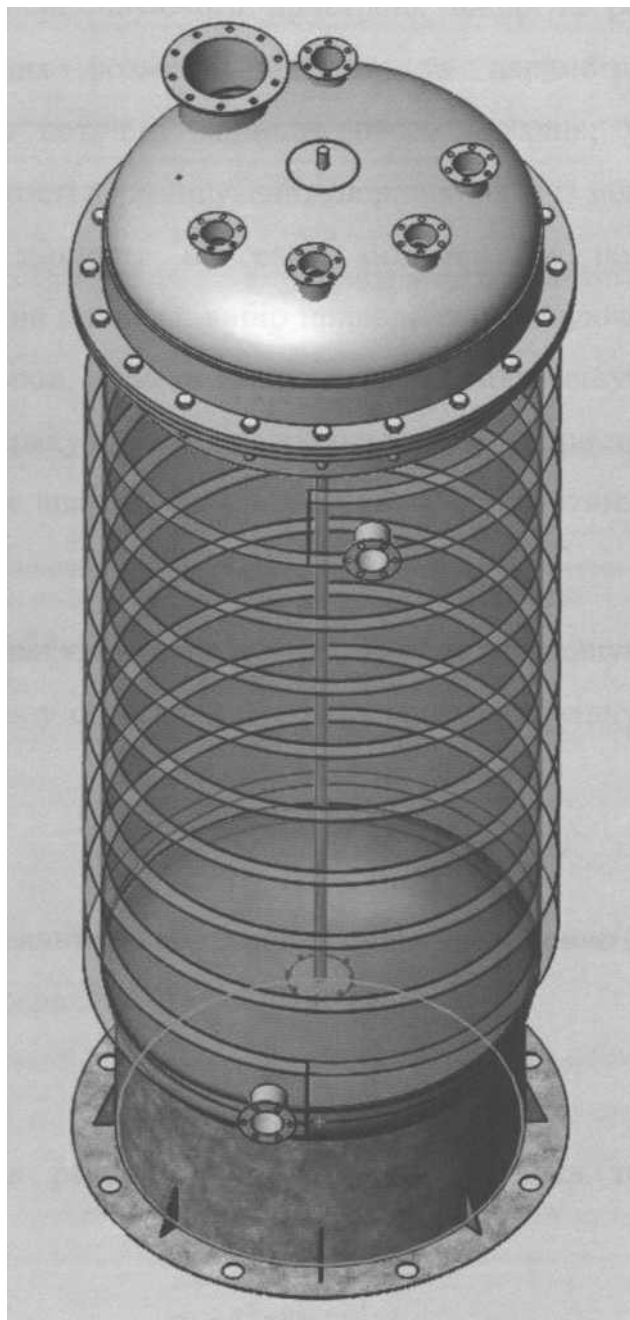


Рис.23 - Загальний вигляд проектованого апарату.

Порядок розрахунку апарата з перемішуючим пристроєм.

1. Вибір та розрахунок додаткових даних (фізико-хімічні та теплофізичні властивості перемішуючої системи, параметри теплоносія або холодного агента).
2. Вибір типу мішалки та конструкції апарату (ГОСТ 20680-75).

3. Знаходження основних показників якості перемішування, лімітуючи технологічний процес, розрахунок потужності перемішування.
4. Розрахунок перемішуючого пристрою: вибір та розрахунок основних конструктивних розмірів мішалки та параметрів її роботи, що забезпечують потрібну міцність перемішування; уточнення значення міцності та якості перемішування, порівняння їх із заданими показниками; розрахунок міцності на валу мішалки та номінальної міцності електродвигуна привода; вибір приводи перемішуючого пристрою; вибір конструкції опор, муфт та ущільнення валу перемішуючого пристрою.
5. Тепловий розрахунок апарату з перемішуючим пристроєм.
6. Проектування апарату з використанням стандартних та нормалізованих вузлів.

Вимагається розрахувати апарат з механічним перемішуючим пристроєм, що забезпечує інтенсивну сорбцію кисню з повітря, необхідну для культивування мікроорганізмів.

Вихідні дані:

Мікроорганізми поглинають розчинений кисень з питомою (відносно до одиниці об'єму поживного середовища) швидкістю:

$$q_{\text{кк}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ кг} / (\text{м}^3 \text{ с}) \quad (6.1)$$

Та виділяють в результаті біохімічних процесів теплоту з питомою швидкістю:

$$q_{\text{вт}} = 15 \text{ кВт} / \text{м}^3; \quad (6.2)$$

Робочий об'єм апарата (об'єм неаерованої культуральної рідини):

$$V_p = 16 \text{ м}^3; \quad (6.3)$$

Витрата повітря, що подається в апарат:

$$W_n = 0,1 \text{ м}^3 / \text{с} \quad (6.4)$$

Температура середовища та концентрація розчиненого в ній кисню підтримується сталими:

$$t = 20^{\circ} \text{C}; \quad (6.5)$$

$$C = 0.1C_p; \quad (6.6)$$

де C_p - концентрація насичення меляси киснем.

6.1 Вибір додаткових вихідних даних.

Для розрахунку апарата необхідно вибрати із літературних джерел теплофізичні параметри меляси (в залежності від виду мікроорганізмів та параметрів

культивування) при температурі культивування $t = 20^{\circ} \text{C}$: густина $\rho_{\text{ж}} = 9983 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$,

динамічну в'язкість $\mu_{\text{ж}} = 0.001004 \text{ Па} \cdot \text{с}$ теплоємність $C_{\text{ж}} = 4183 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{K}}$, коефіцієнт

теплопровідності $\lambda_{\text{ж}} = 0.599 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{K}}$, число Прандтля

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{C_{\text{ж}} \cdot \mu_{\text{ж}}}{\lambda_{\text{ж}}} = \frac{3772 \cdot 0.0018}{0.61} = 7.02 \text{ поверхневий натяг } \sigma_{\text{ж}} = 726.9 \frac{\text{Н}}{\text{м}}.$$

Впливом на масо- і тепло перенос потоку рідини через апарат (при неперервному процесі культивування), а також втратами теплоти в навколишнє середовище можна знехтувати.

Для відведення теплоти, що виділяється при біохімічних реакціях та в результаті інтенсивного перемішування необхідно встановити кожухову поверхню охолодження з спіральною перегородкою, що утворює спіральні канали з кроком

0,25 м та перерізом 0,25м X 0,03м.

Гарячий носій – вода з температурою на вході (початковою) $t = 12^{\circ} \text{C}$ та на виході (кінцевої) $t = 20^{\circ} \text{C}$.

6.2 Вибір типу мішалки та конструкції апарата з перемішуючим пристроєм

При вході значної кількості повітря в апараті утворюється газорідинна система з високим вмістом повітря. Для інтенсивного перемішування газорідинних систем, прискорюючи сорбцію кисню, необхідними значні

напруження здвигу та циркуляція, що найкращим чином досягається за допомогою турбінних мішалок.

Об'єм газорідинної системи значно перевищує об'єм некерованого розчину поживного середовища V_p . Повний об'єм апарату можна визначити по рівнянню:

$$V = \frac{16}{0.6} = 26.7 \text{ м}^3 \quad (6.6)$$

де $\varphi_{\text{зап}}$ - коефіцієнт заповнення, який приймається в залежності від особливостей культивування в межах 0,5 – 0,7. При $\varphi_{\text{зап}} = 0,6$ повний об'єм апарата

$$V = \frac{16}{0.6} = 26.7 \text{ м}^3.$$

Виходячи із об'єму апарата по таблиці 1.7 [6] вибираємо внутрішній діаметр апарата $D = 2400 \text{ мм}$. Висота корпусу апарата $H = 5280 \text{ мм}$. [6] Далі по ГОСТ 20680-75 вибираємо апарат з еліптичним днищем та від'ємною кришкою (тип 0), кожух (тип 01), відкритою турбінною мішалкою.

6.3 Розрахунок потужності перемішування.

Перемішуючий пристрій повинен забезпечити потрібну інтенсивність масо передачі. Його параметри залежать від необхідної для цього міцності перемішування.

Питома потужність N_v , необхідну для забезпечення заданої інтенсивності масо передачі (по кисню) в апаратах з турбінними мішалками.

Об'ємний коефіцієнт масо передачі K_v та відносне газотримання φ .

Із загального рівняння масо передачі при повному перемішуванні маємо:

$$K_v = \frac{q_{\text{кк}}}{\Delta C_{\text{ср}}} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{12.17 \cdot 10^{-3}} = 0.082 \text{ с}^{-1} \quad (6.7)$$

де $q_{\text{кк}} = \frac{dM}{V_p d\tau}$ – питома швидкість масо передачі по кисню, $\text{кг/м}^3\text{с}$;

M – маса кисню, кг ;

V_p – об'єм рідкої фази, м^3 ;

ΔC_{cp} - середня різниця концентрації кисню, віднесена до рідкої фази, кг/м³.

Кисень належить до важкорозчинних у воді газів, та розчини його наближаються до ідеальних (підкоряється закону Генрі). Через це при абсорбції кисню лінія рівноваги графічно виражається прямою лінією та середня різниця концентрації може бути розрахована як середня логарифмічна як середнє арифметичне;

$$\Delta C_{cp} = \frac{\Delta C_b - \Delta C_m}{2} = \frac{24.6 \cdot 10^3 + 194 \cdot 10^3}{2} = 22 \cdot 10^{-3} \quad (6.8)$$

де $\Delta C_b = C_p^u - C$ – різниця концентрацій на вході повітря в апарат (більша);

$\Delta C_m = C_p^k - C$ – різниця концентрацій на виході з апарата (менша);

C_p^u, C_p^k - концентрація кисню в рідині рівноважна з повітрям, відповідно на вході та виході апарату;

C - поточна концентрація кисню, розчиненого в розчину м'яса в процесі культивування; при повному перемішуванні в усіх точках апарату

$$C = 0.1 C_{cp} = 2.2; \quad (6.9)$$

Рівноважна концентрація кисню в рідкій фазі для системи вода - повітря при сталій температурі залежить від масової концентрації кисню в повітрі та загального тиску в системі [3]:

$$C_p = \frac{\rho_{ж} M_z P y}{M_{ж} m_{px}}, \quad (6.10)$$

де P - загальний тиск, Па;

$M_z, M_{ж}$ - молекулярні маси газу (кисню) та води: $M_z = 32$, $M_{ж} = 56$;

y - концентрація (масова доля) кисню в повітрі;

m_{px} - константа фазової рівноваги, яка встановлює зв'язок між парціальним тиском кисню в повітрі та концентрацією його в рідкій фазі; при $t = 20^\circ \text{C}$

$$m_{px} = 5,13 \cdot 10^9 \text{ Па}.$$

Загальний тиск в системі на виході повітря з апарата можна прийняти рівним атмосферному: $P_k = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$. Тиск на вході при висоті стовпа рідини:

$$H_{\text{ж}} = \frac{H_a}{2} = \frac{5280}{2} = 2,64 \text{ м} \quad (6.11)$$

складає:

$$P_e = P_k + \rho_{\text{ж}} \cdot H_{\text{ж}} \cdot g = 1,01 + 998,2 \cdot 9,8 \cdot 2,64 = 2,5 \cdot 10^5 \text{ Па}. \quad (6.12)$$

Масову долю кисню в атмосферному повітрі приймаємо $y_e = 0,23$. На виході з апарата концентрація кисню в повітрі y_k менша ніж на вході:

$$y_k = \frac{W_e \cdot \rho_e \cdot y_e - q_{\text{вс}} \cdot V_p}{W_e \cdot \rho_e - q_{\text{вс}} \cdot V_p} = \frac{0,1 \cdot 1,32 \cdot 0,23 - 1 \cdot 10^{-3} \cdot 26,66}{0,1 \cdot 1,32 - 1 \cdot 10^{-3} \cdot 26,66} = 0,04 \quad (6.13)$$

Використавши знайдені значення y та P , розрахуємо рівноважність концентрації кисню на вході та виході з апарату:

$$C_p^u = \frac{\rho_{\text{ж}} \cdot M_e \cdot P_e \cdot y_e}{M_e \cdot m_{\text{рх}}} = \frac{998,2 \cdot 32 \cdot 2,5 \cdot 10^5 \cdot 0,23}{18,5 \cdot 5,13 \cdot 10^9} = 19,4 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3 \quad (6.14)$$

$$C_p^k = \frac{\rho_{\text{ж}} \cdot M_e \cdot P_k \cdot y_k}{M_{\text{ж}} \cdot m_{\text{рх}}} = \frac{998,2 \cdot 32 \cdot 1,01 \cdot 10^5 \cdot 0,04}{56,5 \cdot 10 \cdot 10^9} = 0,22 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3 \quad (6.15)$$

Концентрація розчиненого кисню:

$$C = 0,1 \cdot C_{\text{сп}} = 0,1 \cdot \frac{24,6 \cdot 10^{-3} + 0,194 \cdot 10^{-3}}{2} = 1,23 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3 \quad (6.16)$$

Розрахуємо $\Delta C_6, \Delta C_u, \Delta C_{\text{сп}}$:

$$\Delta C_6 = C_p^u - C = 19,4 \cdot 10^{-3} - 1,23 \cdot 10^{-3} = 18,7 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3 \quad (6.17)$$

$$\Delta C_u = C_p^k - C = 0,22 \cdot 10^{-3} - 1,23 \cdot 10^{-3} = -1,01 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3 \quad (6.18)$$

$$\Delta C_{\text{сп}} = \frac{\Delta C_u + \Delta C_6}{2} = \frac{(-1,01 + 18,7) \cdot 10^{-3}}{2} = 8,8 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3 \quad (6.19)$$

Об'ємний коефіцієнт масопередачі:

$$K_v = \frac{q_{vc}}{\Delta C_{cp}} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{12.17 \cdot 10^{-3}} = 0.082 c^{-1} \quad (6.20)$$

З таблиці 1.7 питома потужність $N_V = 3 \text{ кВт/м}^3$ [6] та знайдемо приведену швидкість повітря, відносно до поперечного перерізу апарата:

$$W_c = \frac{W_c}{\pi \cdot D^2 / 4} = \frac{0.1}{3.14 \cdot \frac{2.4^2}{4}} = 22 \cdot 10^{-3} \text{ м/с} \quad (6.21)$$

Звідси φ буде:

$$\varphi = 0.394 \cdot \varphi^{0.5} + 0.05 \Rightarrow \varphi = 0.25 \quad (6.22)$$

Підставивши K_v та φ в рівняння, отримаємо:

$$N_v = \left(\frac{K_v}{0.17 \cdot \varphi^{0.67}} \right)^{\frac{1}{0.44}} = \left(\frac{0.082}{0.17 \cdot 0.25^{0.67}} \right)^{\frac{1}{0.44}} = 1.7 \text{ Вт/м}^3 \quad (6.23)$$

Так як отримане значення потужності мало відрізняється від табличного при прийнятому та попередньо розрахованому φ в подальших уточненнях немає необхідності.

6.4 Розрахунок перемішуючого пристрою.

Розрахунок містить в собі визначення розмірів мішалки, частота її обертання та вибір приводу, який забезпечить необхідну інтенсивність перемішування.

Вихідне розрахункове рівняння:

$$N_{\text{меш}} = 0,695 \frac{(Eu_{\text{м}} \rho_{\text{ж}} n^3 d_{\text{м}}^5)^{0.9} (n d_{\text{м}}^3)^{0.45}}{W_c^{0.25}} = 0,695 \frac{(Eu_{\text{м}} \rho_{\text{ж}})^{0.9} n^{3.15} d_{\text{м}}^{5.85}}{W_c^{0.25}} \quad (6.24)$$

Вибравши з потрібного стандарту (ГОСТ 20680-75) ряду частоту обертання мішалки $n=3.5 \text{ с}^{-1}$ та попередньо прийнявши значення $Eu_{\text{м}}$ рівному для відкритої шестилопастної турбінної мішалки з параметрами:

$$\Gamma_{D_0} = \Gamma_{H_0} = 3; \Gamma_{r_0} = 1; \Gamma_{b_0} = 0,2, \quad (6.25)$$

в апараті, який має чотири відбивні перегородки ($\Gamma_{\text{во}}=0,3$) при

$Re_{\text{м}} > 10^3 - Eu_{\text{м}0} = Eu_{\text{м}0} = 6$ [4], по

$$N_{ж-с} = N_v * V_p = 1.7 * 26.6 = 45.22 \text{ кВт} \quad (6.16)$$

тоді діаметр мішалки

$$d_m = \left[\frac{N_{ж-с} \cdot W_c^{0.25}}{0.695 (Eu_m \rho_{ж})^{0.9} n^{3.15}} \right] = \left[\frac{45.22 \cdot 10^3 \cdot 0.1^{0.25}}{0.695 \cdot (6 \cdot 998.2)^{0.9} \cdot 3.5^{3.15}} \right] = 0.337 \text{ м} \quad (6.27)$$

Найближчий по таблиці 1.1[1] діаметр мішалки $d_m = 0.360 \text{ м}$. По таблиці 1.2[1] знаходимо наступні розміри мішалки (тип 03) [6]:

$$h = 0.2 \cdot d = 0.072 \text{ м}; d_1 = 0.75 \cdot d = 0.27 \text{ м}; l = 0.25d = 0.09 \text{ м} \quad (6.28)$$

Для подальшого розрахунку необхідно уточнити потужність перемішування газорідинної системи, та неаерованої рідини.

$$Eu_m = Eu_{m_0} \psi_m = Eu_{m_0} \psi_D \psi_H \psi_B = Eu_{m_0} \left(\frac{\Gamma_D}{\Gamma_{D_0}} \right)^0 \left(\frac{\Gamma_H}{\Gamma_{H_0}} \right)^{0.5} \left(\frac{\Gamma_B}{\Gamma_{B_0}} \right)^{0.5}, \quad (6.29)$$

де

$$\begin{aligned} \Gamma_D &= \frac{D}{d_m} = \frac{2400}{360} = 6.6 \\ \Gamma_H &= \frac{H}{d_m} = \frac{5280}{360} = 14.6 \\ \Gamma_B &= \frac{B}{d_m} = \frac{0.1D}{d_m} = \frac{0.1 \cdot 2400}{360} = 0.7 \end{aligned} \quad (6.30)$$

Це симплекси геометричної подібності;

Eu_{m_0} – це критерій Ейлера для дослідної мішалки, при

$$Re = \frac{n \cdot d_m^2 \cdot \rho_{ж}}{\mu_{ж}} = \frac{3.5 \cdot 0.360^2 \cdot 998.2}{1.04 \cdot 10^{-3}} = 0.43 \cdot 10^6 \quad (6.31)$$

Приближено по графіку [4] $Eu_{m_0} = 6$.

Для проектуючої мішалки:

$$Eu_m = Eu_{m_0} \left(\frac{\Gamma_H}{\Gamma_{H_0}} \right)^{0.5} \cdot \left(\frac{\Gamma_B}{\Gamma_{B_0}} \right)^{0.3} = 6 \cdot \left(\frac{14.6}{3} \right)^{0.5} \cdot \left(\frac{0.7}{0.3} \right)^{0.3} = 20.16 \quad (6.32)$$

Уточнимо потужність перемішування газорідинної системи:

$$N_{ж-з} = 0,695 \cdot \frac{(Eu_m \cdot \rho_{ж})^{0,9} \cdot n^{3,15} \cdot d_m^{5,85}}{W_c^{0,25}} = 0,695 \cdot \frac{(20,16 \cdot 998,2)^{0,9} \cdot 3,5^{3,15} \cdot 0,36^{5,85}}{0,1^{0,25}} = 1198 Bm \quad (6.33)$$

та потужність перемішування при відсутності аерації:

$$N_{ж} = Eu_m \cdot \rho_{ж} \cdot n^3 \cdot d_m^5 = 20,16 \cdot 998,2 \cdot 3,5^3 \cdot 0,36^5 = 5217 Bm \quad (6.34)$$

Таким чином, питома потужність перемішування газорідної системи:

$$N_V = \frac{N_{ж-з}}{V_p} = \frac{1198}{26,6} = 46,08 Bm \quad (6.35)$$

Ця потужність більше розрахункової, таким чином проектуєма мішалка забезпечить потрібну швидкість масообміну.

По значенню $N_{ж}$ вибираємо привід перемішуючого пристрою. Розрахункова потужність на валу мішалки N_m практично не відрізняється від потужності N_V , так як при перемішуванні малов'язких середовищ $A_1=1$, а впливом допоміжних пристроїв на потужність можна знехтувати ($\sum A_2=0$). Номінальна потужність електродвигуна приводу з урахуванням ККД редуктора ($\eta=0,9$)

$$N_s = \frac{N_{ж}}{\eta} = \frac{5217}{0,9} = 5,8 кВм \quad (6.36)$$

6.5 Статичний розрахунок елементів ферментеру

6.5.1 Розрахунок обичайки

Параметри обичайки:

Висота $h = 5000$ мм

Діаметр $d = 2400$ мм

Товщина стінки обичайки :

$$s \geq s_p + c, \quad (6.37)$$

s_p -розрахункова товщина стінки

$$s_p = \frac{p \cdot D}{2 \cdot [\delta] \cdot \varphi_p - p}$$

Підставивши необхідні значення отримуємо $s_p = 10,845$ мм.

Сумарна прибавка до товщини стінки обичайки

$$c = c_1 + c_2 + c_3 = 1 + 0.8 + 0 = 1.8 \text{ мм.} \quad (6.38)$$

Розрахункова товщина стінки обичайки з урахуванням прибавок:

$$s_p + c = 10.845 + 1.8 = 12.645 \text{ мм.} \quad (6.39)$$

Допустимий внутрішній тиск у апараті:

$$[P] = \frac{2 \cdot [\delta] \cdot \varphi_p \cdot (s - c)}{D + (s - c)} = 1.581 \text{ МПа} \quad (6.40)$$

Виходячі із цих даних можна зробити дослідження на навантаження .

Перш за все створюємо модель в Соліді, після чого завантажуюмо її в блок Ansys , static structural. перед цим в бібліотеці матеріалів знахотимо матеріал Stainless Steel, і додаємо його в обрані. Далі завантажуюмо створену геометрію і відкриваємо розділ налаштувань. Вказуємо матеріал, обраний до цього в бібліотеці. Далі створюємо сітку.

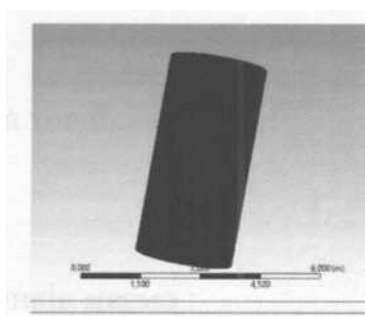


Рис. 18 Mesh

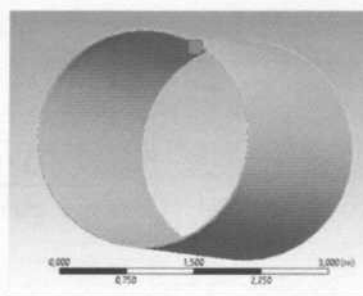


Рис. 19 Fixed support

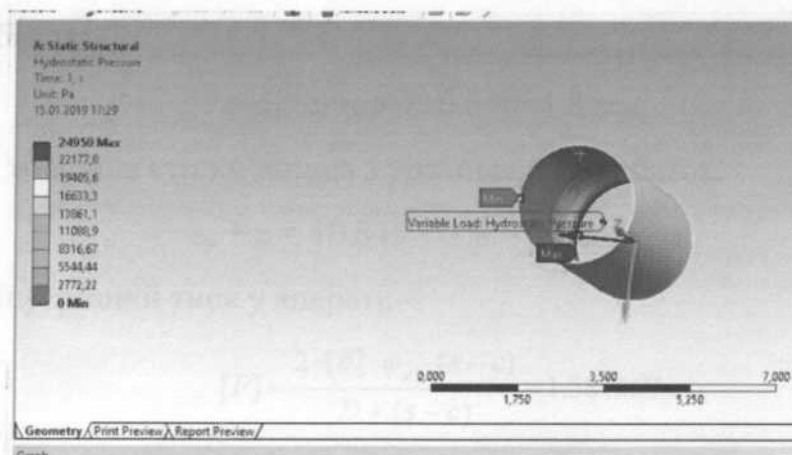


Рис. 20 hydraulic pressure

Задаємо фіксовану геометрію. Вказуємо навантаження від кришки у розмірі 10000 Н. Також необхідно задати внутрішній тиск речовини - hydraulic pressure. Тут необхідно задати густину речовини, напрямок гравітації а також площину, на яку діє тиск. Запускаємо дослід і дивимось на результати. При

цьому максимальний тиск буде в області низу обичайки, і дорівнюватиме 24950 Паскалів.

Можна побачити, що найбільш навантажена частина обичайки, є нижня четверть. Саме вона найбіль деформована та саме там виникають найбільші напруження. Максимальне напруження на розтяг = 3,56 МПа, а на стискання = 1,6 МПа, при тому що границя текучості 215 МПа. Отже, деталь має великий запас міцності. Епюри можна побачити на плакаті, рис.3, рис. 4.

6.5.2 Розрахунок днища.

Днище еліптичного типу, діаметром $O = 2400$ мм, висотою $H = 600$ мм, висота відбортовки становить $H - 40$ мм.

Матеріал : неіржавіюча сталь марки AISI 304 (08X18H10)

Товщину стінки визначаємо за формулою

$$s \geq s_p + c, \quad (6.41)$$

Розрахункова товщина стінки:

$$s_p = \frac{p \cdot D}{2 \cdot [\delta] \cdot \varphi_p - p} \quad (6.42)$$

Після обрахунків маємо :

$$s_p = 12,645 \text{ мм} \quad (6.43)$$

Товщина прибавок:

$$c = c_1 + c_2 + c_3 = 1 + 0.8 + 0 = 1.8 \text{ мм.} \quad (6.44)$$

Розрахункова товщина стінки днища з урахуванням добавок.

$$s_p + c = 10.845 + 1.8 = 12.645 \text{ мм.} \quad (6.45)$$

Допустимий внутрішній тиск у апараті:

$$[P] = \frac{2 \cdot [\delta] \cdot \varphi_p \cdot (s - c)}{D + (s - c)} = 1.581 \text{ МПа} \quad (6.46)$$

6.5.3 Моделювання процесу в Ansys.

Хід процесу моделювання навантаження кришки схожий на навантаження обичайки. Початкові умови такі:

Навантаження від ваги ферментеру $P = 80\,000$ Н

Навантаження від тиску рідини $P = 25000$ Па.

Також необхідно задати фіксовану геометрію.

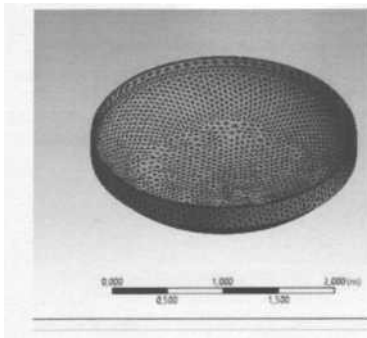


Рис.21 - Mesh

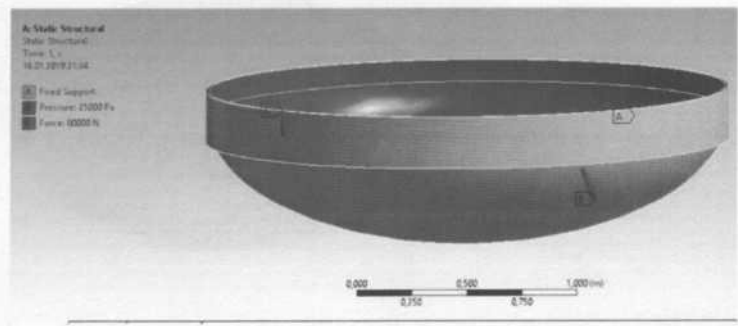


Рис. 22 - Сили та реакції опір.

Запустивши дослід отримуємо результати. На епюрі (рис.5,рис.6) , можна побачити максимальне напруження, що виникає у матеріалі 2,15 МПа на розтяг, і 0,24 МПа на стискання. Границя текучості 215 МПа. Отже, деталь має запас міцності. Найбільш напружена частина - середній пояс еліпса, і нижня зовнішня частини.

6.5.4 Розрахунок кришки

Еліптична кришка з відбортовкою 40 мм, діаметром 2400 мм, висотою 480 мм. Товщина стінки $t = 15$ мм. За навантаженням кришка відрізняється від днища. Так як на неї не діє гідравлічний тиск, а лише надлишковий тиск апарата, $P = 0,1$ МПа, а також вага приводів для обертання турбінної мішалки $F = 1000$ Н. Також, кришка має п'ять отворів для штуцерів, діаметром $d = 200$ мм, також отвір для перемішуючого пристрою $d = 65$ мм, а також отвір для оглядового люку діаметром $d = 400$ мм.

Вихідними даними для дослідів будуть :

Надлишковий тиск в апараті, якій діє на кришку $P = 0.1$ МПа.

Вага приводу перемішуючого пристрою $F = 10\,000$ Н.

Послідовність дій така сама як і в попередніх випадках. Необхідно створити модель, завантажити геометрію моделі в Ансис, задати матеріал і створити сітку для дослідів.

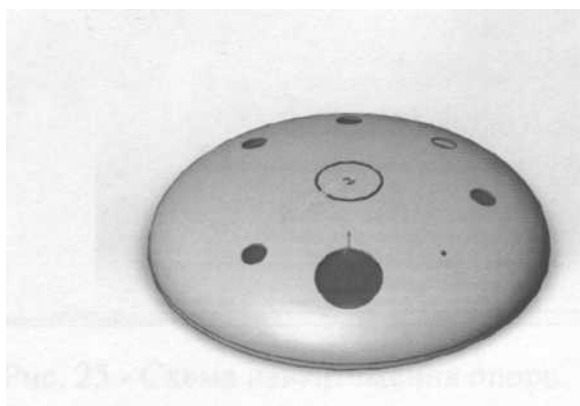


Рис.23 - Модель кришки в Solid.

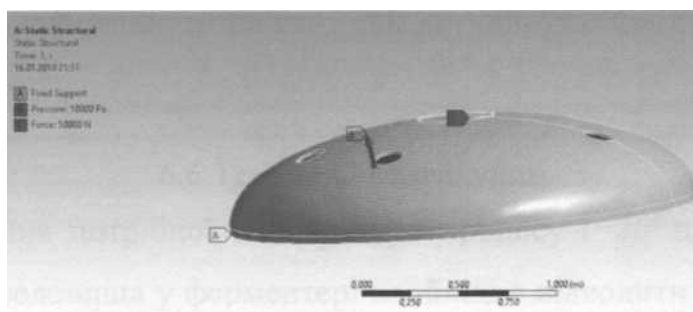


Рис.24 - Схема навантаження кришки .

Необхідно згадати, що кришка приварена до фланця, тож фіксуємо її за нижню кромку.

Результати дослідження можна побачити на плакаті (рис.7, рис.8). Максимальні напруження які виникають у матеріалі на стискання 0,72 МПа, на розтяг 3 МПа. Деталь має великий запас міцності. Найнавантажениші частини - нижній пояс еліпса, а також вершина.

6.5.5 Розрхунок опори.

Опора для ферментера була взята АТК 24.200 04-90. Максимальне навантаження за гостом $Q = 2,5 \text{ MN}$.

У досліді було застосовано навантаження $Q = 0,9 \text{ MN}$. Результати досліді на малюнках нижче.

Матеріал опори: неіржавіюча сталь.

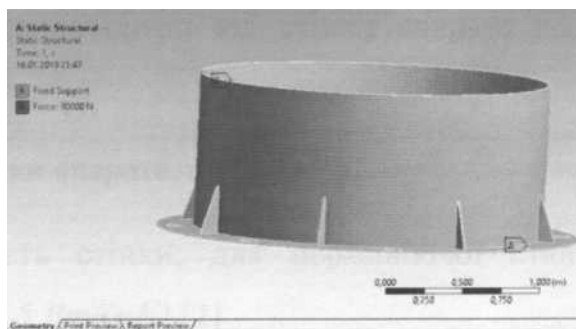


Рис. 25 - Схема навантаження опори.

Результати дослідів на плакаті (рис.9) . Максимальна напруження в матеріалі при заданому навантаженні 0,79 МПа на стискання і 0,5 МПа на розтяг.

Найнапруженіша частина - місця вершини трикутників опір на внутрішній поверхні. Деталь має запас міцності , так як напруження не виходять з зони пружної деформації.

6.6 Тепловий розрахунок.

Для підтримання потрібної температури процесу $t=20^{\circ}$ при перемішуванні поживного середовища у ферментері необхідно відводити не тільки теплоту біохімічних та хімічних процесів, але і теплоту, що утворюється в результаті дисипації механічної енергії при перемішуванні з питомою потужністю $N_V = 46,08$ Вт/м³. При об'ємі рідини $V_p=16$ м³ теплове навантаження поверхні охолодження:

$$Q = (q_{rc} + N_V) \cdot V_p = (15 + 46,08) \cdot 16 = 977 \text{ Вт} \quad (6.47)$$

При вибраних раніше параметрів охолоджуючої води середній температурний напір:

$$t_{cp} = \frac{10 - 16}{2.3 \cdot \lg \frac{10}{16}} = 12.7^{\circ} \text{C} \quad (6.48)$$

Для розрахунку поверхні охолодження необхідно знайти коефіцієнт теплопередачі:

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (6.49)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від меляси до стінки апарата, Вт/(м²К);

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки апарата до охолоджуючої води, Вт/(м²K);

δ_{cm} – товщина стінки апарата, $\delta_{cm}=0,01$ м;

λ_{cm} – теплопровідність стінки; для нержавіючої сталі марки 12Х18Н10Т приймаємо $\lambda_{cm}=17,5$ Вт/(мK).[2]

Таким чином:

$$Nu = 0,76 Re^{0,67} Pr^{0,33} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_{cm}} \right)^{0,14} \left(\frac{\Gamma_D}{\Gamma_{D0}} \right)^{-0,13} \left(\frac{\Gamma_H}{\Gamma_{H0}} \right)^{-0,55} = 0,76 \cdot (0,43 \cdot 10^6)^{0,67} \cdot 7,02^{0,33} \cdot \left(\frac{0,01 \cdot 10^{-3}}{0,12 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,14} \cdot \left(\frac{6,6}{3} \right)^{-0,13} \cdot \left(\frac{14,6}{3} \right)^{-0,55} = 47166 \quad (6.50)$$

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda_{ж}}{D} = \frac{47166 \cdot 0,599}{2,4} = 11771 \text{ Вт/м}^2\text{K} \quad (6.51)$$

При розрахунку температура стінки умовно прийнята середньою між температурою перемішуючого середовища та охолоджуючої води ($t=15^\circ\text{C}$).

Охолоджуюча вода протікає по спіральному каналу прямокутного перерізу ($n_{cn} \times b_{cn} = 0,25 \text{ м} \times 0,03 \text{ м}$), площа якого $f = 0,0075 \text{ м}^2$, а еквівалентний діаметр:

$$d_{екв} = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4 \cdot 0,0075}{2(0,25 + 0,03)} = 0,0536 \text{ м}. \quad (6.52)$$

Витрата охолоджуючої води, яка визначається з рівняння теплового балансу:

$$G_s = \frac{Q}{c_s(t_k - t_n)} = \frac{977}{4,19 \cdot 10^3 \cdot (18 - 2)} = 0,014 \text{ кг/с} \quad (6.53)$$

а швидкість потоку води в каналі:

$$\omega_s = \frac{G_s}{f \rho_s} = \frac{0,014}{0,0075 \cdot 998} = 0,0019 \text{ м/с} \quad (6.54)$$

При такій швидкості критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega_s \cdot d_{екв}}{\nu_a} = \frac{0,0019 \cdot 0,0536}{1,01 \cdot 10^{-6}} = 101,8 \quad (6.55)$$

Режим руху ламінарний, і для розрахунку α_2 можна використати критеріальне рівняння [3]:

$$Nu = 0,33 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr_p^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr_p}{Pr_c} \right)^{0,25} = 0,33 \cdot 101,8^{0,5} \cdot 7,02^{0,33} \cdot \left(\frac{9,52}{7,02} \right)^{0,25} = 27 \quad (6.55)$$

де ϵ_L – поправочний коефіцієнт, який враховує вплив довжини каналу на коефіцієнт тепловіддачі; оскільки в цьому випадку відношення довжини каналу до еквівалентного діаметра каналу більше 50, то впливом довжини каналу нехтуємо: $\epsilon_L = 1$;

χ – коефіцієнт який враховує довжину спіралі:

$$\chi = 1 + 3,45 \frac{d_{\text{екв}}}{D} = 1 + 3,54 \cdot \frac{0,0536}{2,4} = 1,079 \quad (6.56)$$

Прийнявши критерій $Pr_{cm} = 8,27$ при температурі $t = 15^\circ\text{C}$, визначимо критерій Нусельта:

$$Nu = 0,021 \cdot 101,8^{0,8} \cdot 7,02^{0,4} \cdot \left(\frac{7,02}{8,27} \right)^{0,25} \cdot 1,094 = 1,92 \quad (6.57)$$

тоді коефіцієнт α_2 :

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda_o}{d_{\text{екв}}} = \frac{1,92 \cdot 0,599}{0,0536} = 21,4 \text{ Bm}/\text{m}^2\text{K} \quad (6.58)$$

Коефіцієнт теплопередачі буде рівний:

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\sigma_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{11771} + \frac{0,01}{17,5} + \frac{1}{21,4}} = 21,43 \text{ Bm}/\text{m}^2\text{K} \quad (6.59)$$

З урахуванням забрудненості поверхні ($\varphi_k = 0,9$) коефіцієнт теплопередачі:

$$K = K_0 \cdot \varphi_k = 21,43 \cdot 0,9 = 19,29 \text{ Bm}/\text{m}^2\text{K} \quad (6.60)$$

Поверхня охолодження:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}} = \frac{977}{19,29 \cdot 12,7} = 3,98 \text{ m}^2 \quad (6.61)$$

Та розміститься на висоті:

$$H = \frac{F}{\pi * D} = \frac{3,98}{3.14 \cdot 2,4} = 0,52_m \quad (6.62)$$

тобто на бічній поверхні апарата в його робочі зоні.

На основі отриманих розрахункових даних проектується апарат, загальний вигляд якого показаний на рисунку 1. Більшість вузлів апарата нормалізовані і їх конструкція описана в довідковій літературі [6]. Корпус апарата виконується по ГОСТ 26-01-1246-75.

Висновки

У данному розділі були надані розрахунки всіх елементів ферментеру, а саме : кришки, обичайки, днища та опори. За наданими розрахунками всі перелічені деталі конструкції мають відповідний запас стікості на міцності. Головною метою розрахунків було визначення напружень в матеріалі, при заданих навантеженнях. Був проведений теплових розрахунок за допомогою математичних моделей та формул, а також комп'ютерного моделювання. За результатами видно, що модель витримує навантеження, і що процес теплообміну в ній може підтримуватись в необхідному для культивуванні антибіотиків режимі.

7 РЕКОМЕНДАЦІЇ ЩО ДО МОНТАЖУ ТА ЕКСПЛУАТАЦІЇ ФЕРМЕНЕТЕРУ

7.1 Підготовка до роботи, технічне обслуговування Робоче місце під час обслуговування апарата повинне бути звільнене від сторонніх предметів. Підлога повинна бути рівною, очищеною від бруду і води. Змонтований апарат перед пуском попередньо оглядається і перевіряється:

- затягування болтів і надійність стопоріння;
- надійність закріплення площадок і сходів для обслуговування;
- правильність збірки і нормальне затягування ущільнюючих пристроїв;
- відсутність сторонніх предметів, як в апараті у середині, так і на кришці;
- наявність і правильність установки арматури контрольновимірювальних і запобіжних пристроїв, місцевої витяжки.

Апарати, що мають пристрої, які перемішують, перевіряють на:

- наявність мастила в масельничках і ванні мотор-редуктора;
- правильність збірки і нормальне регулювання ущільнюючого пристрою;
- перевіряється радіальне биття мішалки.

Попередньо перевіривши правильність обертання електродвигуна, включають на холостому ході мішалку на 10 хвилин і перевіряють підшипники на відсутність нагрівання і зайвих шумів. Для внутрішньої перевірки знеструмити електродвигун. Оглянути апарат у середині і при необхідності усунути дефекти.

Після задовільних випробувань, проводять пробні випробування під навантаженням. Для цього апарат герметизують і заповнюють водою з температурою 5-40°C. Плавнo піднімають тиск до робочого (швидкість підйому не повинна перевищувати 0,5 МПа в хвилину)

Гідровипробування проводять у наступній послідовності: для апаратів із оболонкою - спочатку оболонку, потім корпус. Далі проводять обкатування приводу і пристрою, що перемішує, протягом 1 години. Після закінчення обкатування двигун відключають від електрики. Знімають тиск, зливають воду і просушують апарат. Проводять зовнішній огляд усіх деталей і вузлів.

Результати пробних випробувань вважають задовільними, якщо в процесі випробування температура корпусу мотор-редуктора і електродвигуна не перевищує 60°C, корпусу підшипника 70°C, якщо немає крапель води, мастила в місцях ущільнень, якщо падіння тиску знаходиться в межах допустимих значень для ведення технологічного процесу.

Посудини, на які поширюються "Правила по безпечній експлуатації судин, що працюють під тиском" до пуску в роботу повинні бути зареєстровані в органах технічного нагляду. Пуск, обладнання (зупинку) і випробування на щільність апаратів, установлених поза приміщеннями взимку проводять відповідно до вимог "Регламенту проведення пуску в зимовий час".

До самостійної роботи з обслуговування апаратів допускаються робітники не молодше 18-літнього віку, що пройшли виробниче навчання, атестацію кваліфікаційної комісії, інструктаж з безпечного обслуговування судин.

Завантаження апарата продуктом, включення і відключення пару чи рідини, що охолоджує, ведення технологічного процесу, початок і кінець перемішування, вивантаження продукту роблять згідно технологічного регламенту, розробленого на підприємстві.

Нагрівання корпусу апарата проводиться повільно, подаючи пару в оболонь апарата, тільки після заповнення його рідким середовищем до рівня вище рівня приварювання (рознімання) сорочки не менше, ніж 100 мм рівня, встановленого замовником. Швидкість зміни температури стінки апарата не повинна перевищувати: для апаратів на сталевій конструкції - 4°C/хв., а на чавунній - 3°C/хв, з універсальним склокристалічним покриттям сталевих апаратів - 3°C/хв.

При подачі в гарячий апарат холодного продукту або в оболонь холодного теплоносія, тиск в апараті потрібно знижувати до мінімуму, а при подачі в гарячий апарат холодного продукту необхідно видаляти теплоносій із оболоні апарата. Теплоносій із гранично допустимою температурою рекомендується подавати в гранично заповнений апарат. Завантаження в апарат сипких

матеріалів проводиться тільки після прийому в апарат рідкої фази, попередньо включивши пристрій, що перемішує.

При роботі апарата необхідно стежити за справністю арматури і КВПіА, запобіжних пристроїв, за нормальним нагріванням підшипників стійки приводу.

При наявності несправності апарат необхідно зупинити, знеструмити електродвигун, встановити причину несправності і усунути її. Ремонт апарата і його елементів під час роботи не допускається.

Апарат повинний бути зупинений через :

- підвищення тиску вище дозволеного;
 - несправності запобіжних клапанів;
 - виявлення в основних елементах апарата тріщин, зменшення товщини стінок нижче за розрахункову величину, пропусків чи потіння в зварних швах, течії в болтових з'єднаннях, розриви прокладок, ушкодження скломалевого покриття;
 - виникнення пожежі;
 - несправності манометра і неможливість визначити тиск по інших приладах;
 - несправності чи неповної кількості кріпильних деталей кришок і люків;
- несправності (відсутності) передбачених приладів і засобів автоматики.

Замір товщини стінки апарата чи сорочки роблять одним із приведених способів:

- крейдою чи іншими засобами, що не впливають на якість емалі чи поверхні
- точки перетину ліній, що утворюють квадрати, є точками виміру;

Відстань точок виміру від шва приварки сорочки повинна бути не менше 30 мм, а від зварених швів, розташованих на поверхні апарата і сорочки не менше 30 мм по обидва боки шва. Фактична товщина стінки сорочки і металевої основи апарата повинна бути не менше розрахункової величини, приведеної в паспорті апарата. Вимір товщини покриття роблять відповідно до ОСТ 26-01-106-80.

7.2 Монтаж ферментеру

Нижні чи підвісні опори служать для установки апарата на фундамент чи на спеціальну конструкцію, що несе або перекриття між поверхами. Пристрої, що перемішують, а також внутрішні пристрої можуть бути виготовлені з вуглецевих сталей з наступним емалюванням чи зі сталей 12Х18Н10Т; 10Х17Н13М2Т; 10Х17Н13М3, корозійностійкого сплаву ХН65М13 або фторопласта-4. По прибуттю емалевого апарату до місця призначення протягом 10 днів перевіряється комплектність і цілісність виробу і скломалевого покриття. Стропування, транспортування частин, що поступили до місця монтажу чи проміжного збереження роблять по схемах, приведених у паспорті, підйомно-розвантажувальні роботи проводять плавно без різких поштовхів і ударів.

Консистентні мастила видаляють бязевою тканиною, змоченою уайт-спіритом чи бензином, а потім сухою бяззю.

В хімічній та нафтохімічній промисловості в апаратах з перемішувачами пристроями використовуються мотори-редуктори марок МР1-315, МР1-500 та МПО-1, МПО-2, МПО 2М-10 та МПО 2М-15, які складаються з блоку електродвигуна та планетарного редуктора. В залежності від місця установки, його розташування на монтажній площадці чи в цеху попередньо готується фундамент (для апарата з нижніми опорами), або металеві конструкції, що несуть (для апаратів з боковими опорами).

Установку апарата на фундамент, споруджений за 10 і більше днів до монтажу, проводять при постійному контролі вертикальності осі, перевіряючи по контрольних рисках або за допомогою рівнеміру, установленому на контрольні площадці. Для вивірки положення апарата користуються регулювальними (віджимними) гвинтами або іншими монтажними пристроями. Установку здійснюють, використовуючи наявні вантажопідйомні механізми: мостові крани, тельфери, електроталі, автокрани т.п. При переміщенні вузлів по приміщенні необхідно стежити за тим, щоб емалеві поверхні не терлися по підлозі, стелажам, землі, підставкам. Перекантування також забороняється. Між підставками і емалевою поверхнею підкладають м'який матеріал: гуму, азбест

або повсть. Поблизу емалевої поверхні не допускається проводити зварювальні роботи. До стінок апарата, в якого інша сторона покрита скломаллю, не допускається приварку деталей чи металоконструкцій. А при вогневому різанні полум'я пальника не повинно торкатися емалевої поверхні.

При роботі у середині апарата рекомендується використовувати взуття на гумовій підошві або підстилати гумовий килим на емалеву поверхню. Інструмент і пристосування повинні знаходитися в м'яких чохлах.

Перевірка технічного стану апарата, після установки на фундамент (для апаратів зі знятим приводом і закріпленою мішалкою):

перевірити вертикальність осі приводу мішалки; відкрити кришку люка, зняти шпильки, бруски, хомути і інші деталі, що закріплювали вал мішалки під час транспортування і видалити їх з апарату при дотриманні запобіжних заходів; зняти стопор мішалки на стійці приводу; установити мотор-редуктор на стійку приводу; відцентрувати мотор-редуктор з валом пристрою, що перемішує, і з'єднати їх муфтою згідно складального креслення;

перевірити шляхом повороту пристрою, що перемішує, обертання вентилятора електродвигуна вручну, правильність збірки, плавність ходу, відсутність заїдання вала в місцях ущільнення;

при необхідності перевірити радіальне биття нижнього кінця вала мішалки в залежності від частоти обертання і відношення повної довжини вала до його діаметр

Монтаж апаратів, пристроїв, що перемішують, поставляються окремою поставною частиною:

кришку апарата зняти і установити на надійно закріпленій металоконструкції (підставці), попередньо поклавши на неї м'які прокладки (гуму, повсть);

установити на кришку стійку приводу з мотор-редуктором;

знизу через ущільнення уставити вал мішалки і з'єднати його муфтою з валом мотор-редуктора, при цьому не допустити ушкодження вкладиша і кілець сальникового ущільнення, манжетів ущільнювачів підшипника, а при наявності торцевого ущільнення - третьової пари; закріпити на валу підшипник; перевірити плавність ходу мішалки від руки; перевірити радіальне биття мішалки.

Перед установкою кришки, на дно апарата необхідно покласти листову гуму чи повсть, щоб запобігти ушкодження емалі при випадковому падінні інструмента або кріпильних деталей.

7.3 Ремонт ферментеру

Відновлення поверхні скломалевого покриття хімічної апаратури методом плазмового напилювання проводиться у такий спосіб.

Ушкоджену ділянку емалевого покриття очищають від залишків продуктів реакції, а також продуктів корозії. Для цієї мети використовуються дерев'яні, алюмінієві чи інші шкребки, після чого за допомогою механічної щітки, шліфувального кола чи інших пристосувань поверхню конструкційного матеріалу очищають до блиску, без слідів корозії. Дана поверхня не повинна мати гострих країв, задирок, сколів і інших неоднорідностей. Далі зачищену ділянку ретельно просочують спиртом, прикладаючи до поверхні емалі просочену серветку, з метою видалення вологи і знежирення. Для цієї мети застосовують стисле повітря, попередньо очищене від масла (повітря повинно відповідати ГОСТ 17433-80).

Підготовку поверхні проводять не більше ніж за 3 години до проведення ремонту, щоб уникнути повторного забруднення чи появи нових площ корозії. Для цього можуть бути використані зубило, шкребок, шкурка, потім поверхня промивається бензином чи ацетоном.

Поверхню далі сушать на повітрі при температурі 15-200°C в на протязі 6 годин і кистю наносять шар лаку або смоли. Після цього шар просушують

протягом 4 годин при температурі 900°C. Неушкоджену поверхню прикривають листовим азбестом. Останнім часом розроблено багато способів нанесення покриття газополум'яним вихровим і вібраційним напиленням захисних порошків. Для цього антикорозійні матеріали проходять підготовку шляхом просушування (прожарювання) у сушильній шафі з наступним охолодженням, потім їх просівають на ситах для одержання фракції 160 мкн. Інтервал між сушкою і напиленням не повинний перевищувати однієї години.

Епоксидну смолу підігрівають у сушильній шафі при температурі 100-110°C на протязі 24 годин для видалення пухирців повітря і поступово охолоджують до температури 18-24°C. Двоокис хрому попередньо просіяну необхідно також просушити на протязі 2-3 годин при температурі 90-105°C і охолодити до 18-25°C.

Уживильник плазмотрона засипають 0,2-0,4 кг двоокису цирконію і щільно прикривають кришкою. Подають воду для охолодження плазмотрона, подають аргон і включають зварювальний випрямляч. Запуск плазмотрона проводиться при введенні в сопло графітового стрижня, при цьому відбувається закорочення анода (сопла) і катода (стрижня). Після перевірки роботи плазмотрона на протязі 0,5-1 хвилини починається безпосереднє напилювання. Напилювання здійснюють плавним переміщенням від краю ушкодженої ділянки до центру по колу. Відстань від сопла до оброблюваної поверхні повинна складати 60-150 мм, товщина напилювання повинна відповідати 0,5-0,8 мм. Для напилювання 100 см необхідно 8-10 хвилин. З появою на напиленій поверхні тріщин чи сколів, допускається в районі ушкодження зробити зачистку вручну. Плазмовим методом напилена поверхня має пористість, тому її необхідно покривати матеріалом чи композицією, що утримується в порах і перешкоджає проникненню робочого середовища і подальшій корозії. Склад композиції, що просочує, вибирається

в залежності від робочого середовища і температури шляхом попереднього підбору і випробування. Для просочення використовують епоксидні композиції, яка складена з трьох чвертей епоксидної смоли і однієї чверті бакелітового лаку, яку при ретельному перемішуванні підігрівають до 45-

50°C. Приготовлену композицію, наносять на напилену поверхню, не допускаючи попадання на неї вологи, пилу і масла. Потім покриття протягом однієї години нагрівають до температури 160-180°C, при цьому композиція всмоктується в пори і полімеризується. Ступінь готовності покриття визначається пробним дотиком скляної палички, змоченої в композиції. Після просочення поверхню знову прогрівають до температури 160-180 C° і витримують на менше 0,5 години до повного видалення газів. Поверхня заполімеризованого покриття повинна мати ясно-коричневий колір.

При використанні в якості покривної композиції пентопласту А-2 ремонтувану поверхню необхідно прогрівати до температури 210-220 C упродовж однієї години. Порошок пентопласту засипають у флакон розпилювача і розпорошують на прогріту поверхню, спостерігаючи за станом і поводженням нанесеного шару. Дистанція розпилювача від поверхні повинна бути в межах 50-80 мм, а напилена композиція повинна бути рівного білого шару. Далі поверхню прогрівають до придбання рівномірного зеленого кольору. При ремонті скломалі товщина шару повинна дорівнювати 150-250 мкн, що відповідає 3-5 шарам порошкової композиції.

Оплавлення кожного шару проводиться окремо.

Висновки

В данному розділі описані методи підготовки та догляду за обладнанням. Правила установки та монтажу цього обладнання на робоче місце. Вказані умови, при яких необхідно зупинити обладнання. До них відноситься : підвищення тиску вище дозволеного, несправності запобіжних клапанів, виникнення пожежі і т.ін.

Описана послідовність монтажу апарату, його кришки, днища, опори та інших елементів. Вказані головні критерії, які необхідно перевірити під час процесу та після завершення монтажу, а саме: перевірка вертикальності осі приводу, зняття стопору мішалки на стійці приводу, встановлення мотора редуктара на стійку приводу.

Вказані деякі поради та методики ремонту ушкодженого обладнання.

8 РОЗРОБКА СТАРТ-АП ПРОЕКТУ

Бізнес ідея: ідея розвитку.

Мета наукової розробки: зниження собівартості за рахунок інтенсифікації теплових процесів та зменшення кількості електроенергії на перемішування.

Техніко-економічні показники (для заданих параметрів):

Об'єм - 36 м³,

Тип перемішуючого пристрою - мішалка турбінна.

Діапазон робочих температур від +18 С°: до +60 С°

Робочий тиск в апараті - ОД 3 МПа,

Робочий тиск в сорочці - 0,16 МПа,

Потужність електродвигуна - 25 кВт

Тема: Модернізація ферментера для інтенсифікації теплових процесів.

Назва: Ферментер з рухомим турбінним перемішуючим пристроєм.

Суб'єкт замовлення: юридична, фізична особа або фізична особа підприємець.

Об'єкт дослідження: новітня конструкція (запатентована конструкція турбінної мішалки).

Місце розробки в інноваційному ланцюжку цінності: ідея розвитку.

Плановий обсяг впровадження технологічної лінії: для впровадження необхідно змінити перемішуючий пристрій в ферментері. Робота відбувається за 5 - 6 годин. Можливе встановлення в нічну зміну.

Продукт: підвищення якості вихідного продукту за рахунок покращення та інтенсифікації теплових процесів спричинених новою конструкцією турбінної мішалки.

Достатність сировинної бази: для виготовлення рухомої турбінної мішалки доцільно використовувати сталь A268TP446 (AISI) (діапазон цін 70-98 грн/кг:

середня ціна за 1 кілограм 78 грн). Ця марка сталі широко поширена в Україні та Європі. Виготовляється в достатній кількості і постійно присутня на ринку.

Класифікація персоналу: всі категорії персоналу (спеціалісти, службовці, робітники)

Ринок збуту: Провідні світові розробники та виробники біореакторів та ферментерів.

Таблиця 1 - Провідні світові компанії виробники ферментерів.

Назва компанії	Країна
Amering technologies	Індія
Andel equipment	Індія
Applikon	Нідерланди
Aroko Bio Engineering Co.	Іран
Bioforce	Малайзія
BBI – Biotech	Німеччина
B. E. Marubishi	Японія
Bailun Biotechnology	Китай
Bioengineering	Швейцарія
Bioprocess Technology	Іспанія
Biotehniskais centrs	Латвія
Biotron	Південна Корея
Eppendorf	Німеччина
Fermentec	Південна Корея

8.1 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства

Таблиця 2 - Можливості і загрози зовнішнього середовища

Можливості	Загрози
Науково-технічний прогрес	
<p>Швидка реалізація ідеї.</p> <p>Заохочення наукових розробок провідними фірмами галузі</p> <p>Розширення ринку збуту і постачальників, співпраця, продаж і купівля через інтернет – магазини</p>	<p>Низька середня тривалість життєвого циклу продукту, спричинена швидким “старінням” технології</p> <p>не високий рівень освіти (низька матеріальна база, нестача практичних навичок)</p>
Географія	
Добре розвинена сировинна база металу та сталі. Низькі ціни на сировину.	висока концентрація конкурентів у регіоні
Економіка	
Відсутність монополії та сильної конкуренції в галузі.	Висока інфляція. Скорочення доходів споживача. Складна та не стабільна економічна ситуація в Україні.
Політика	
Можливість вийти на світовий рівень. Допомога держави.	Політична нестабільність в країні. Не довіра іноземних інвесторів.
Демографія культури	
Дешева, кваліфікована робоча сила порівняно.	Недовіра споживача до новітніх розробок. Недовіра до вітчизняного виробника

Таблиця 3 - Переваги і недоліки внутрішнього середовища.

Переаги	Недоліки
можливість заощадження коштів за рахунок збільшення продуктивності	недостатня рекламна політика
короткі терміни виконання замовлень (в залежності від розташування споживача (термін доставки і монтажу - від 3 до 14 днів))	обмежені фінансові можливості
Стандартизація частин, можливість змінювати окремі деталі.	Велика кількість конкурентів
Економія коштів за рахунок підвищення продуктивності.	Слабке інформаційне та аналітичне забезпечення.
Висока якість продукції.	Недостатній досвід роботи
Можливість реалізації продукції великими та малими партіями одночасно	Недостатній об'єм інвестицій
Високий інтелектуальний потенціал компанії. Робота над подальшим покращенням продукції.	

Аналіз потенційного ринку збуту і конкурентного середовища за методом квадрату Бове:

Таблиця 4 - Конкурентне середовище.

Лідер <i>Bailun Biotechnology (Китай)</i>	Наступаючі <i>Eppendorf(Німеччина), Pierre Guerin(Франція), Applikon(Нідерланди), Власна інновація</i>
Готові обійти <i>Novaferm (Швеція), Andel equipment (Індія), Biotehniskais centrs (Латвія), Techniserv (США)</i>	Партизани <i>SIA Biosan, ООО "БИОТЕХНО", ООО Биореактор, ООО «Сартокарат» та ін</i>

Власна інновація на лежить до категорії « Наступаючі», тому є можливість і перспектива дорости до лідерів галузі.

За методом Бостонської матриці місце розробки підприємства відноситься до «Дійні корови» - основна ціль якої є отримання максимального прибутку за найкоротший час.

Найбільш поширена стратегія - бути ціновим лідером за рахунок високої якості продукту та його дешевої собівартості. Вкладання коштів у розвиток та новітні технології.



Рисунок 26 - Бостонська матриця.

Таблиця 5 - Місце розробки підприємства за методом Бостонської матриці.

Номер	Назва	Місто	Обсяг продажу	Доля ринку	Місце розробки
1	Стеллар, ООО	Київ	Великий	$\leq 10\%$	Важкі діти
2	ООО «АЛСИ»	Київ	Великий	$\leq 10\%$	Важкі діти

3	SIA Biosan	Латвія (представництво в Україні)	Маленький	$\leq 10 \%$	Собаки
4	Інновація	Київ	Маленький	$\geq 10 \%$	Дійні корови

Методом Шонфільда визначити ключові фактори успіху проекту

Таблиця 6 - Порівняння з методом Шонфілда.

			Бали	
№ п/п	Показники	Коефіцієнт важливості	Мішалка НК (1)	Мішалка АК (2)
1	Продуктивність	0,4	5	
2	Ціна	0,2	4	4
3	Інтенсивність теплообміну	0,1	5	4
4	Швидкість потoku	0,1	4	5
5	Якість процесу	0,2	5	4
	Σ		4,7	4,1

Мішалка НК (1) - мішалка нова конструкція.

Мішалка АК (2) - мішалка аналогова конструкція.

$$\Sigma_1 = 5 \cdot 0,4 + 4 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,2 = 4,7,$$

$$\Sigma_2 = 4 \cdot 0,4 + 4 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,2 = 4,1.$$

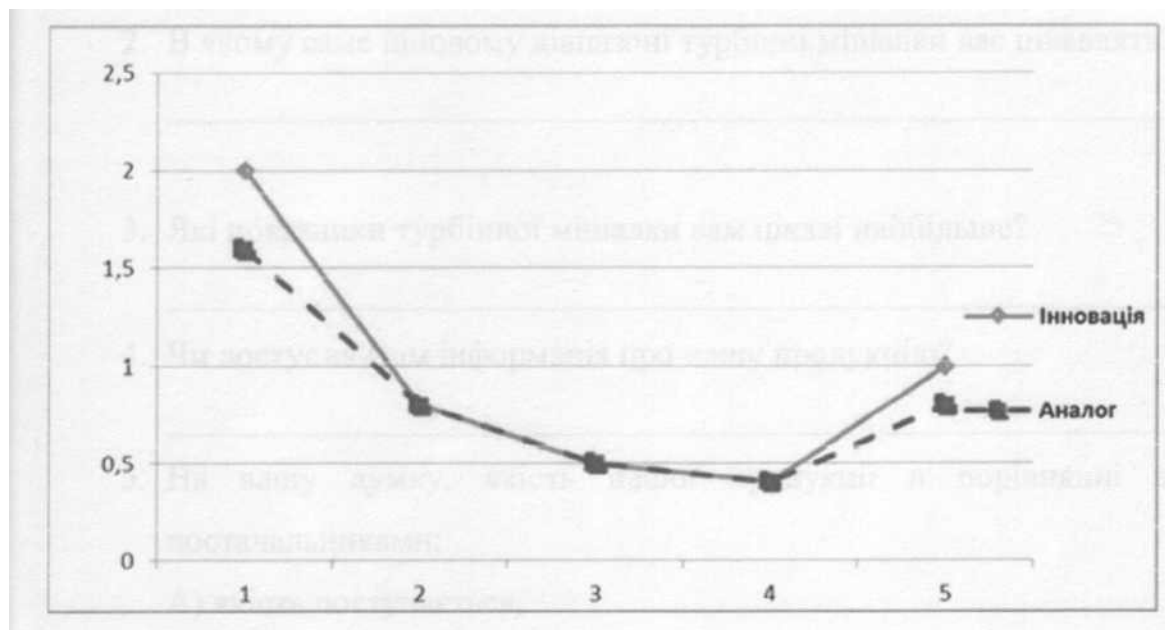


Рисунок 27 Діаграма Шонфільда

У висновку можна сказати, що нова конструкція мішалки а також принцип перемішування ефективніший за аналог. Ключовими факторами успіху продукту будуть якість виготовлення, збільшена ефективність та дешевизна.

8.2 Анкета для споживачів

1. З яких джерел ви отримуєте інформацію про необхідне вам обладнання?
2. В якому саме ціновому діапазоні турбінні мішалки вас цікавлять?
3. Які показники турбінної мішалки вам цікаві найбільше?
4. Чи доступна Вам інформація про нашу продукцію?
5. На вашу думку, якість нашої продукції в порівнянні з іншими постачальниками:
 - А) якість поступається;
 - Б) якість не відрізняється;
 - В) наша якість перевищує інших постачальників;
6. Чи мали Ви досвід придбання подібної продукції раніше?
7. Що саме дозволило Вам збільшити обсяг закупівель?
 - А) Введення додаткових знижок;
 - Б) Збільшення якості продукції;
 - В) Зменшення ціни на продукцію;
 - Г) Вчасна поставка товару;
 - Д) Розширення каталогу пропонованої продукції;
 - Е) Короткий час виконання замовлення;
8. Чи рекомендували б Ви іншим споживачам нашу продукцію? Так. Ні.

8.3 Оцінка ризиків та страхування розробки

Таблиця 7 - Оцінка ризиків.

№ п/п	Ризик	Ймовірність настання	Вплив на результат
1	Недостатня кількість коштів для самостійного фінансування	Висока	Зупинка проекту
2	відсутність зовнішнього джерела фінансування	Вище середнього	Падіння прибутковості
3	Недостатній об'єм фінансування в процесі реалізації проекту	Середня	Падіння прибутковості
4	Висока різниця цін між бізнес – планом та реальним ринком.	низька	Зменшення/збільшення прибутку
5	Недостатня кількість ресурсів на виробництві	низька	Падіння прибутковості
6	Помилковий вибір сегменту продажу та стратегії.	Нижче середньої	Вилучення продукту.
7	Низька ефективність реклами	низька	Падіння прибутковості
8	Неналагоджена взаємодія з партнерами	середня	Падіння прибутковості
9	Виникнення продуктів заміників на ринку	висока	Зменшення вартості продукту

10	Низький рівень патентного захисту	середня	Втрата інтелектуальної власності
11	Втрата комерційних таємниць	середня	Втрата інтелектуальної власності
12	Збільшення ринкових цін на ресурси	висока	Падіння прибутковості
13	Витрати, що не передбачені бізнес планом	низька	Падіння прибутковості
14	Витрати на термінові роботи	низька	Падіння прибутковості
15	Штрафні санкції, арбітажні виплати	низька	Падіння прибутковості
16	Недосягнення бажаних економічних результатів	висока	Падіння прибутковості
17	Перевищення запланованих витрат	середня	Падіння прибутковості
18	Недосягання прогнозованих технічних параметрів у процесі науково – дослідних робіт	низька	Витрати на проведення додаткових експериментів
19	Виникнення небажаних економічних наслідків	середня	Падіння прибутковості
20	Виникнення нових конкурентів	висока	Витіснення з ринку

8.4 Методи страхування

1. "Покриття витрат, пов'язаних із порушенням патентних прав". Цей договір компенсує страхувальникові судові витрати по переслідуванню особи, яка порушила його виключні права на об'єкти, тобто:

- витрати щодо пред'явлення позову;
- витрати у разі пред'явлення зустрічного позову і звинувачення в недійсності патенту; - витрати на експертизу патенту;

2. "Покриття витрат на захист патентних прав". Цей договір захищає страхувальника у разі пред'явлення йому заяви про порушення виключних прав на об'єкти ІВ третіх осіб і покриває витрати по захисту в суді, а також витрати по виконанню судового рішення або відступні при досудовому врегулюванні претензій.

Чисельність персоналу, що працюють на підприємстві, можна подати у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 8 - Чисельність працівників.

№ п/п	Посада	Напрямок	Кількість
1	Генеральний директор	Управлінський, економічний	1
2	Операційний директор		1
4	Бухгалтер – економіст		1
4	Менеджер з продажу		1
5	Головний механік	Інженерно – технічний персонал	1
6	Інженер – механік		1
7	Інженер – конструктор		1
8	Механік		1
9	Оператор	Робітничий	1

10	Слюсар - ремонтник		2
11	Електромонтер		2
12	Прибиральник	Допоміжний	1
13	Водій		1
14	Охоронець		3

Таким чином, чисельність працівників на підприємстві за списком становить 18 осіб.

Управлінський, економічний та Інженерно - технічний персонал (ІТР) працюють з 8:00 до 16:00.

Графік змінності для управлінського, економічного та інженерно-технічного персоналу:

День	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд
Зміна	Р	Р	Р	Р	Р	В	В	Р	Р	Р	Р	Р	В	В

1-а зміна триває з 8.00 до 16.00, за таким графіком працюють генеральний директор, операційний директор, бухгалтер-економіст, менеджер з продаж, головний механік, інженер-механік, інженер-конструктор, механік, слюсар-ремонтник, електромонтер та допоміжні підрозділи (окрім 2-ї зміни), таким чином явочна чисельність 1-ї зміни становить 13 працівників;

2-а зміна триває з 16.00 до 22.00, за таким графіком працює, оператор, слюсар-ремонтник, електромонтер та допоміжні підрозділи, тому явочна чисельність 2-ї зміни становить 6 працівників.

бригада/зміна	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд
I бригада	1	1	1	1	1	В	В	2	2	2	2	2	В	В
II бригада	2	2	2	2	2	В	В	1	1	1	1	1	В	В

Графік змінності виглядає наступним чином: 1 зміна: 8:00- 16:00;

2 зміна 16:00-22:00.

	1 зм	2 зм	3 зм	1 зм	2 зм	3 зм	1 зм	2 зм	3 зм
I		В	В		В	В		В	1
II	В		В	В		В	В		В
III	В	В		В	В		В	В	

В - вихідний.

В - вихідний

Графік змінності для охоронців має дещо інший вигляд, так як вони змушені працювати 24 години на добу. Для них існує 3 зміни по 8 годин:

1- а триває з 8:00 до 16:00

2- а - з 16:00 до 00:00

3- я - з 00:00 до 8:00

8.5 Калькуляція собівартості

Складемо калькуляцію на готову продукцію підприємства. Собівартість одиниці продукції розраховується за наступною формулою:

$$C = V_{\text{пост}} + V_{\text{зм}} \cdot Q$$

Постійні витрати можна підприємства можна представити у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 8 — Постійні витрати.

Найменування обладнання	Кількість	Початкова вартість	Амортизаційні відрахування	
			Норма амортизації, %	Сума, грн/рік
Машини і обладнання.				
Основний токарний станок	1	2 500 000	10	250 000
Додаткове обладнання	1	1 200 000	10	120 000
Будівлі і споруди				
Будівля	1	1 000 000	5	50 000
Транспорт				
Автомобіль	-	50 000	20	60 000
Нематеріальні активи				
Нематеріальні активи	-	50 000	20	10000
ВСЬОГО	490 000			

Змінні витрати включають в себе затрати на складальні одиниці і матеріали, електроенергію, заробітну плату персоналу.

Складальні одиниці:

Корпус 1 шт Клапан 1шт

Ціна складальних одиниць:

$$T = 20\,000 + 10\,000 = 30\,000$$

Ціна складальних одиниць за рік становить

$$T_p = T \cdot B_k = 30\,000 \cdot 30 = 900\,000$$

де B_k - річний випуск продукції, од/рік.

Матеріали: вартість упаковка на одиницю готової продукції – 800 грн, на рік – 24 000 грн.

Витрати на електроенергію:

- ціна електроенергії - 2,52 грн/кВт год (оскільки тариф становить 168коп/кВтгод, а коефіцієнт використання електроенергії удень (з 7.00 до 23.00) становить 1,5);
- за 1 добу роботи підприємства використовується 160 кВт енергії;
- за рік роботи підприємства використовується 40300 кВт енергії (з урахуванням незначних витрат електроенергії в неробочі дні);
- витрати на електроенергію за рік роботи підприємства 101 556 грн.

Заробітна плата працівників:

Таблиця 9 - Заробітна плата працівників.

№ п/п	Посада	Напрямок	Кількість	ЗП на 1 Працівника, грн	Всього грн.
1	Генеральний директор	Управлінський, економічний	1	50 000	40 000
2	Операційний директор		1	30 000	25 000
3	Бухгалтер – економіст		1	15 000	14 000
4	Менеджер з продажу		1	15 000	14 000
5	Головний механік	Інженерно – технічний персонал	1	22 000	20 000
6	Інженер – механік		1	17 000	15 000
7	Інженер – конструктор		1	17 000	15 000
8	Механік		1	11 000	10 000
9	Оператор	Робітничий	1	12 000	10 000
10	Слюсар – ремонтник		2	9 000	18 000
11	Електромонтер		2	9 000	16 000
12	Прибиральник	Допоміжний	1	6 000	6 000
13	Водій		1	11 000	10 000
14	Охоронець		3	9 000	6 000
Всього					269 500

Фонд оплати праці за рік розраховуємо за наступною формулою:

$$\text{ФОП} = \text{ЗП} \cdot 1,22 \cdot 12 + \text{Пр}$$

де ЗП - заробітна плата за 1 місяць; 1,22 - коефіцієнт, який враховує нарахування 22% від ЗП до ЄСВ; 12 - кількість місяців у році; Пр - премії, що виплачуються за рік.

Звідси:

$$\text{ФОП} = 269\,500 - 1,22 \cdot 12 + 40\,000 = 3\,985\,600 \text{ грн.}$$

Відповідно до розрахованих даних калькуляція собівартості річного випуску турбінної мішалки матиме наступний вигляд:

Таблиця 10 - Калькуляція собівартості річного випуску турбінної мішалки

№ п/п	Елементи	Затрати на річний випуск, грн./рік
1	Амортизація	49 000
2	Складальні одиниці	253 500
3	Матеріали	12 000
4	ФОП	398 560
5	Електроенергія	10 155
6	Інше	4 000
Всього		727 215

8.6 Методи ціноутворення

Вихідні дані:

В - Вартість основних фондів 200 000 грн,

П - Період експлуатації 10 років,

Л - Ліквідаційна вартість 60 000 грн С -

собівартість одиниці товару 30 000

Пр - величина прибутку, яку бажає отримати підприємство від реалізації одиниці товару 8 000 грн.

8.6.1 Витратний метод

Ціна розраховується, виходячи із суми постійних і змінних витрат на одиницю продукції й запланованого прибутку з урахуванням нижнього порогу ціни.

Ціна продукції на ринку:

$$Ц = С + Пр$$

$$Ц = 30\,000 + 8\,000 = 38\,000 \text{ грн}$$

8.6.2 Параметричний метод.

Корисність продукції параметричного ряду виражають чітко визначені кількісні параметри якості. Параметричні методи ціноутворення базуються на визначенні кількісної залежності між цінами і основними споживчими властивостями товару, що входить в параметричний ряд. Питома ціна одиниці виробу $Ц_{пит}$:

$$Ц_{пит} = \frac{Цб}{Хб} = \frac{38\,000}{1} = 38\,000 \text{ грн.}$$

Питома собівартість одиниці виробу:

$$С_{пит} = \frac{Сб}{Хб} = \frac{30\,000}{1} = 30\,000 \text{ грн}$$

де $Цб$ - ціна базового виробу, $Сб$ - собівартість базового виробу, $Хб$ - значення основного параметра базового виробу у відповідних одиницях (вихід продукту умовно приймаємо рівним 1). Визначення ціни нового виробу:

$$Цн = Ц_{пит} \cdot Хн + Н = 38\,000 \cdot 1.1 + 1000 = 42\,800 \text{ грн}$$

де $Хн$ -кількісне значення головного параметра нового виробу, $Н$ - надбавки/знижки, які відображують зміни інших споживчих характеристик нового виробу 1000 грн

8.63 Конкурентний метод.

Ціна нової продукції встановлюється виходячи з її верхньої та нижньої межі.

Верхня межа ціни (Ц_{верх}) встановлюється з тих міркувань, що споживачу придбання нового товару вигідніше, ніж придбання аналога, що випускається на ринку:

$$C_{\text{в}} = C_{\text{а}} + E_{\text{с}} = 42\,000 + 3\,000 = 45\,000$$

де $C_{\text{а}}$ - ціна найближчого аналога нового товару; $E_{\text{с}}$ - споживчий ефект. Нижня межа ціни (Ц_{нижн}) визначається інтересами виробника і обчислюється за базисом ціни, тобто включає сукупні виробничі витрати на виготовлення продукції, плановий прибуток за встановленим рівнем рентабельності та податок на додану вартість, її можна розрахувати:

$$C_{\text{нижн}} = C + E_{\text{вир}} = C + П + ПДВ = 42\,000 + 8\,400 = 50\,400 \text{ грн}$$

де $E_{\text{вир}}$ - ефект від виготовлення продукції (ефект виробника).

6.7.4 Метод точки беззбитковості Виражаємо точку

беззбитковості (х):

$$C_{\text{од}} = \frac{B_{\text{пост}}}{n} + B_{\text{зм}}$$

$$C_{\text{од}} = \frac{4\,900}{30} + 6\,551 = 6\,714 \text{ грн}$$

$B_{\text{пост}}$ – постійні витрати;

$B_{\text{зм}}$ – змінні витрати;

n – кількість одиниць продукції.

Таблиця 11 - Показники підприємства.

№ п/п	Показник	Значення показників підприємства	
		Проектне підприємство	Позначення.
1	Річний випуск продукції	40	V_n
2	Чисельність персоналу за списком осіб, Основні та доп. Робітники: Інженерно- технічний персонал:	18 14 14	$Ч_{спн}$ $Ч_{срн}$ $Ч_{сін}$
3	Середньорічний виробіток працівника, од/особу	2,86	$V_n/Ч_{срн}$
4	Капіталовкладення у проект, грн: Всього, грн: На одиницю продукції, грн/од:	925 750 30 858	K K/V_n
5	Загальна собівартість продукту: Всього, грн На одиницю продукції, грн	727 215 24 240	$C_{зн}$ C_n
6	Ринкова вартість продукту, грн/од	38 000	$Ц$
7	Відносний прибуток на одиницю продукції, грн/од	13 760	$П_n = Ц - C_n$
8	Рентабельність продукту, %	56 %	$P_n = (П_n \cdot 100) / C_n$
9	Термін капіталовкладень, років	2,24	$T_{пов} = K / П_n$
10	Вартість виробничих фондів, грн У тому числі: Основних:	727 215 121 201 654 250	$ВФ_n$ $ОФ_n$

	оборотних		$ОбФ_n$
11	Фондовіддача виробничих фондів, грн/рік	1,56	$ФВ_n = (B_n \cdot Ц) / ВФ_n$
12	Фондомісткість, грн/грн	0,64	$ФЄ_n = 1 / ФВ_m$
13	Продуктивність праці підрозділу грн/особу	66 110	$ПП_n = (B_n \cdot Ц) / Ч_{сп_n}$
14	Коефіцієнт ефективності	0,2	$E = 1 / T_{пов}$

Проаналізувавши розраховані техніко-економічні показники можна для проектного підприємства можна зробити висновок про те, що провадження нової бізнес-ідеї позитивно відображається на ключових показниках за рахунок того що зменшується собівартість готової продукції

ВИСНОВКИ

У роботі були проаналізовані проблеми, що виникають при глибинному культивуванні антибіотиків, а саме процесів механічного перемішування у ферментері та теплообміну.

Проведені розрахунки, моделювання та їх аналіз допомогли встановити закономірності руху рідини та теплообміну в ній. Здійснено порівняння при застосуванні двох пристроїв — аналогового та модернізованого, для теплообмінного процесу між двома носіями через стінку. Встановлено, що підвищення інтенсивності перемішування впливає на покращення теплообміну.

На базі моделювань та розрахунків був здійснений теоритичний аналіз і сформульовано принципи організації системи перемішування. Запропонована нова конструкція перемішуючого пристрою, яка може рухатися вздовж валу за рахунок гідравлічного тиску.

На базі експериментів був проведений теоретичний аналіз і сформульовано принципи організації системи перемішування. Запропонована система перемішування з рухомою турбінною мішалкою. Також була розроблена конструкція мішалки з двома дзеркальними один відносно одного каналами та клапаном.

На основі теоретичних досліджень було вирішено перевірити і підтвердити ефективність перемішування та теплообміну запропонованого пристрою при $250\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{хв}$, в порівнянні з традиційним. Комп'ютерне моделювання дозволило побачити повні схеми розподілу тиску, швидкостей та теплообміну в процесі перемішування та ферментації. А саме, значення тиску для нижньої та верхньої стінки запропонованого пристрою - $P_{\text{max}} = 5950\text{ Па}$. та $P_{\text{min}} = 1200\text{ Па}$. Також, була доведена оптимізація теплопередачі на 1,2%, в порівнянні аналоговим перемішуючим пристроєм.

Для обраної конструкції та всіх елементів були проведені конструктивний, тепловий розрахунки, розрахунок на міцність та стійкість, що підтверджують його працездатність та надійність.

Після виконання розрахунків було виконано складальні креслення апарату, що максимально повно розкриває сутність та конструкцію апарату з мішалкою.

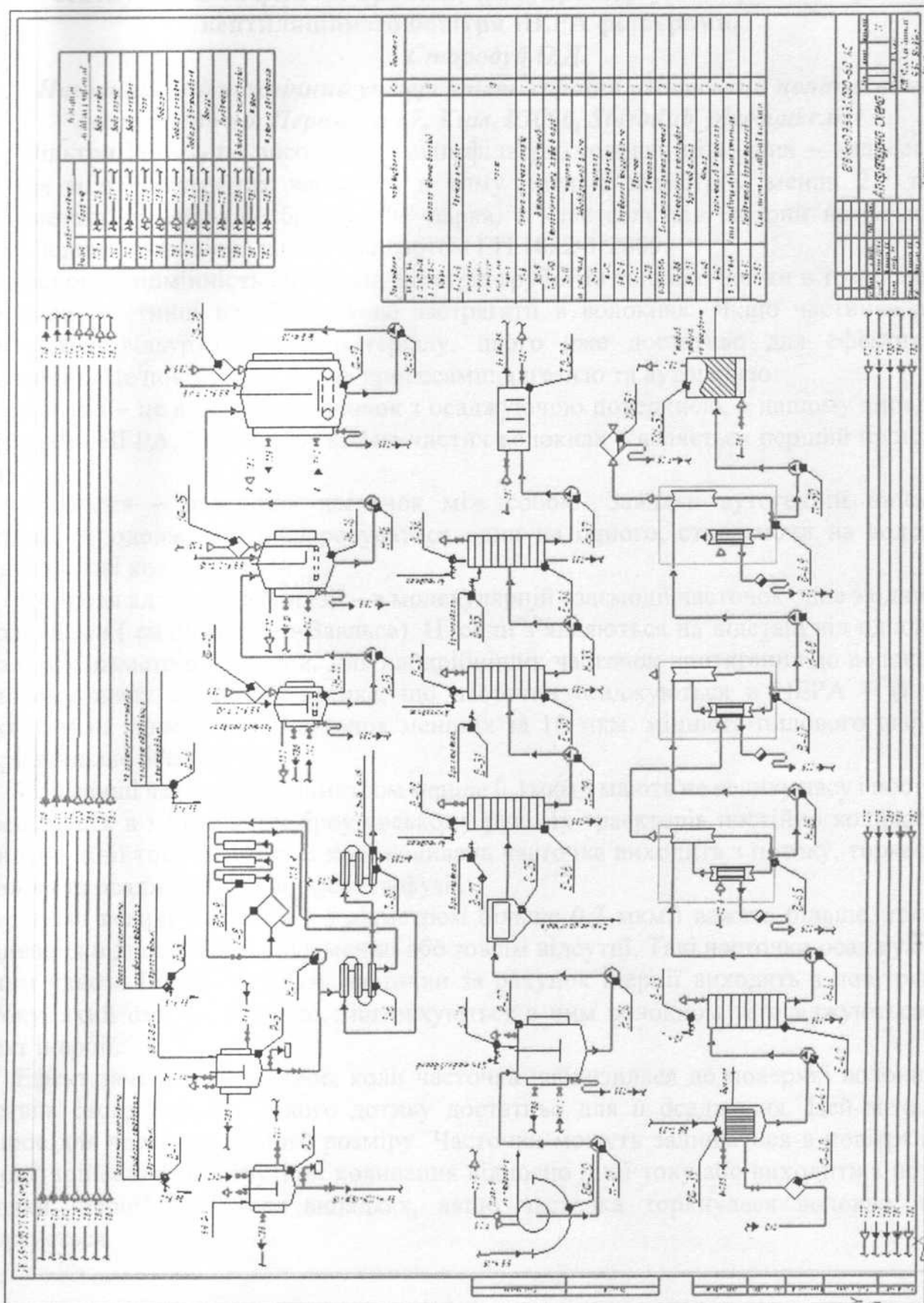
Для розробленої конструкції було складено стартап-проект, який показав, що значення прибутку за одиницю товару 30858 грн при капіталовкладеннях в проект 925 750 грн.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Прищеп Т.П., Чучалин В.С., др. Основы фармацевтической биотехнологии: Учебное пособие. - Ростов н/Д.: Феникс; Томск: Издательство НТЛ, 2006. - 256 с. - (Высшее образование).
2. Тимощенко Л.В., Чубик М.В. Основы микробиологии и биотехнологии: Учебное пособие. - Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2009. - 194 с.
3. Блинов Н.П. Химическая микробиология: Учеб для студентов химикотехнол., технол., фармац., и др. ин-тов, аспирантов и практ. работников. - М.: Высш. шк., 1989. - 448 с.: ил.
4. Бекер М.Е. Введение в биотехнологию. Пер. с латышского. - М.: издательство «Пищевая промышленность», 1978. -228 с.
5. Егоров Н.С. Основы учения об антибиотиках: Учеб, для студентов биолог, спец, ун-тов. - 4-е изд., перераб. и доп. - М: Высш. шк., 1986. - 448 с.: ил.
6. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Издание седьмое. - М.: Государственное научно-технологическое издательство химической литературы, 1961.-831 с.
7. Под ред. К.А. Калунянца. Оборудование микробиологических производств. - М.: Агропромиздат, 1987. - 389 с.
8. Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования. Справочник. Том 2. 2-е изд., перераб. и доп. - Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2002. — 1030 с.
9. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд 2-е. В 2-х кн.: Часть 1. Теоретические основі процес сов химической технологи. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. □ М.: Химия, 1995.-400с. :ил.

10. Калунянц К.А., Голгер Л.И., Балашов В.Е. Оборудование микробиологических производств. - М.: Агропромиздат, 1987 - 398с.
11. Ружинська Л.І. Апаратурні схеми фармацевтичних та біотехнологічних виробництв. Порядок складання та вимоги до оформлення. Посібник. Електронне видання/ Укладачі: Л.І. Ружинська, В.М.Поводзинський, В.Ю. Шибєцький, І.А. Буртна - К.: НТУУ «КПІ», 2012 - 139с.
12. Ривкин С.Л. Термодинамические свойства воды и водяного пара. Издание второе, переработанное и дополненное. Рекомендовано Государственной службой стандартных справочных данных. — М.: Энергоатомиздат, 1984. — 80 с.
13. Соколов В.Н. (ред.) Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи. Учеб, пособие для студентов вузов, обучающихся по специальности «Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов» / И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский, А.С. Решанов, В.Н. Соколов. / Под общ. ред. В.Н. Соколова. - 2-е изд., перераб. и доп. - СПб.: Политехника, 1992. - 327 с.

Додаток А



Додаток Б

УДК 66.074.9

Устаткування та фізичні процеси, що супроводжують процес стерилізації вентиляційного повітря НЕРА фільтрами.**Стародуб О.Д.*****Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут» пр. Перемоги 37, Київ, 03056, Starodub_oleg@ukr.net***

Фільтри НЕРА, це високоефективні фільтри, головна ціль яких - видалення з повітря мілкодисперсних часточок, в тому числі з діаметром менші 2,5 та 10 мікрметрів. НЕРА - не бренд і не марка, а клас фільтрів, котрий визначається міжнародним та національним стандартом ЕН 1822-1:2009.

Основна відмінність НЕРА від фільтрів грубої та тонкої очистки в тому, що для фільтрації частинці не обов'язково застрягати в волокнах. Якщо частинка лише торкнулася фільтрувального матеріалу, цього вже достатньо для ефективного осадження. Це пов'язано з двома процесами: адгезією та аутогезією.

Адгезія - це взаємодія часточок з осаджуючою поверхнею, в нашому випадку з волокнами НЕРА. Завдяки адгезії на чистих волокнах з'являється перший прошарок пилу.

Аутогезія - взаємодія часточок між собою. Завдяки аутогенній взаємодії часточки продовжують нашаровуватися один на одного, створюючи на волокнах багат шарові конгломерати.

Природа адгезії та аутогезії - в молекулярній взаємодії часточок одне з одним та з волокнами (сили Ван-дер-Ваальса). Ці сили з'являються на відстані від одного до декількох діаметрів часточок. Для найдрібніших часточок притягання до волокна та пиловому шару настільки велике, що часточки осаджуються в НЕРА - фільтрі фактично на завжди. Для часточок менших за 10 мкм. міцність пилового шару на розрив більше 600 Па.

Найменші часточки (з діаметром менше 0,1 мкм.) мають не велику часу і постійно перебувають в хаотичному броунівському русі. Їх траєкторія постійно коливається відносно лінії току повітря. В ході коливань часточка виходить з потоку, торкається волокна та осаджується. Це ефект дифузії.

Більш великі часточки (з діаметром більше 0,3 мкм.) важать більше, тому їх коливання відносно лінії току менші або зовсім відсутні. Такі часточки осаджуються іншим чаном. Більші та важчі часточки за рахунок інерції виходять з повітряного потоку, який оминає волокно, зіштовхуються з цим волокном та осаджуються. Це ефект інерції.

Ефект зачеплення працює, коли часточка наблизилася до поверхні волокна на відстань свого радіуса. Такого дотику достатньо для її осадження. Цей механізм працює для часточок любого розміру. Часточки можуть залишатися в повітряному потоці, здійснювати дифузійні коливання відносно лінії току або виходити з потоку завдяки інерції - в усіх випадках, якщо часточка торкнулася волокна, вона осаджується.

РУХОМИЙ ПЕРЕМІШУЮЧИЙ ПРИСТРІЙ

Стародуб О.Д.

*Національний технічний університет України «Київський
політехнічний інститут» пр. Перемоги 37, Київ, 03056,
Starodub_oleg@ukr.net*

Одним з найбільш простих та ефективних перемішуючих пристроїв є турбінні мішалки, основним елементом яких є вал із закріпленими на ньому одним або декількома перемішуючими елементами різної форми і розмірів. Так, відома мішалка, що містить вертикальний вал із закріпленими на ньому. Однак, данні типи мішалок потребують вдосконалення та розробок нових конструкцій для покращення ефективності їх роботи в процесах гомогенізації.

Запропонований пристрій являє собою турбінну мішалку закритого типу, що має два конічні контури, дзеркально розташовані один відносно одного. Площиною симетрії є площина, що містить в собі два перпендикуляри до валу мішалки, які сходяться в одну точку в місці перетину їх із валом. В середині каналів по вісім лопатей, які йдуть вздовж них. В конструкції застосований клапан для одночасного відкриття одного і закриття іншого отвору. На клапані виконаний шпоночний паз, для сприйняття обертального руху від валу. Зверху та низу мішалки виконані муфти що кріпляться на кронштейнах. Вони передають обертання від валу до мішалки (Рис.1).

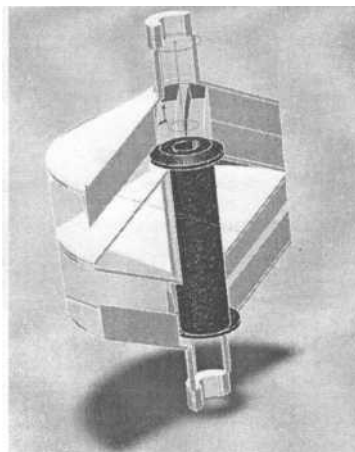


Рис.1 Розріз мішалки.

Новизною запропонованої конструкції є здатність рухатися вздовж валу в обох напрямках, забезпечуючи рівномірне перемішування по всьому об'ємі. Суть розробки полягає в тому, що під час обертання мішалка переміщується вертикально вздовж валу за рахунок гідравлічних сил.

Додаток В

Стан діловодства за заявкою на винахід (корисну модель) № u201908755
Перегляд Друк

Стан діловодства за заявкою на винахід (корисну модель) № u201908755

Позначення

Успішно пройдена стадія

Поточна стадія

Стадія, що не використовується у діловодстві за заявкою

Документи заявника

Дата реєстрації	Дата відправки	Дата отримання	Назва документа	Регістраційний №
22.07.2019			Заява на видачу патенту на винахід (КМ)	19/3У/Вх №54553
22.07.2019			Документ, що підтверджує неприбутковість особи	19/3У/Вх №54559
22.07.2019			Опис винаходу (КМ)	19/3У/Вх №54554
22.07.2019			Квитанція	19/3У/Вх №54558
22.07.2019			Креслення	19/3У/Вх №54557
22.07.2019			Формула винаходу (КМ)	19/3У/Вх №54555
22.07.2019			Реферат	19/3У/Вх №54556

Документи Укрпатенту

Для завантаження оригіналу документу та ЕЦП, використовуйте в якості коду 10 останніх цифр штрихкоду на документі

Дата реєстрації	Дата відправки	Дата отримання	Назва документа	Регістраційний №	
08.08.2019	13.08.2019		Рішення про встановлення дати подання заявки на винахід (корисну модель)	20259/3У/19	

Збори

Код збору	Початок очікування	Планова дата отримання	Фактична дата отримання	Назва документа
10100	22.07.2019	23.09.2019	17.07.2019	За подання заявки (міжнародної заявки) на винахід (корисну модель), формула якого містить не більш як 3 пункти

UAH 80.00/80.00

80.00 UAH

№ 32512100 від 17.07.2019

Платіжне доручення

Державне мито

Код збору	Фактична дата отримання	Назва документа
Документів немає		